

**DISEÑO DE UN REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO PARA EL TRATAMIENTO
DE LAS AGUAS RESIDUALES INDUSTRIALES EN EL CENTRO DE
INVESTIGACIÓN DE TECNOLOGÍAS AMBIENTALES “CITA” DE LA
CORPORACIÓN UNIVERSITARIA DE LA COSTA”**

**HEIDI MANGA SALCEDO
ARNALDO VALENCIA MARTINES
ALVARO OSPINO RAMOS**

**CORPORACIÓN UNIVERSITARIA DE LA COSTA
FACULTAD DE INGENIERIAS
PROGRAMA ING. SANITARIA Y AMBIENTAL
BARRANQUILLA**

2001

**DISEÑO DE UN REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO PARA EL TRATAMIENTO
DE LAS AGUAS RESIDUALES INDUSTRIALES EN EL CENTRO DE
INVESTIGACIÓN DE TECNOLOGÍAS AMBIENTALES “CITA” DE LA
CORPORACIÓN UNIVERSITARIA DE LA COSTA”**

**HEIDI MANGA SALCEDO
ARNALDO VALENCIA MARTINES
ALVARO OSPINO RAMOS**

Trabajo de grado para optar el título de ingeniero ambiental

**CORPORACIÓN UNIVERSITARIA DE LA COSTA
FACULTAD DE INGENIERIAS
PROGRAMA ING. SANITARIA Y AMBIENTAL
BARRANQUILLA**

2001

NOTA DE ACEPTACIÓN

Jurado

Jurado

Barranquilla, ____ 2001

RESUMEN

Conociendo que a partir de los años ochenta existe la experiencia en la utilización de los sistemas de tratamiento anaerobios avanzados, tales como el reactor anaerobio de lecho fluidizado y de acuerdo con el autor este tipo de reactor se emplea como tratamiento secundario y requiere ciertas condiciones climáticas de la zona, donde las temperaturas deben estar entre los 28°C – 30°C y tomando en cuenta la facilidad de construcción y mantenimiento del mismo.

Este tipo de reactor se basa en el principio de la creación de una elevada concentración de microorganismos dentro del reactor para así incrementar el tiempo de retención medio de los mismos dentro del proceso con lo cual se logra obtener una elevada eficiencia a un tiempo de retención más corto comparable al de los procesos aeróbicos.

La mayor retención de los microorganismos responsables de la depuración del agua es alcanzada inmovilizando a los microorganismos a un medio inerte con lo cual ellos se fijan a este formando una película de una gran actividad, capaz de adsorber en su superficie materia orgánica en suspensión y disuelta, la que posteriormente es biodegradada.

Palabras claves: Tratamiento de las aguas, Residuos industriales, Microorganismos.

ABSTRACT

Knowing that from the eighties the experience exists in the use of the anaerobic, such systems of treatment advanced like the anaerobic bed reactor fluidizado and in accordance with the author this type of reactor is used like secondary treatment and needs certain climatic conditions of the area, where the temperatures must be between 28oC – 30oC and taking into consideration the facility of construction and maintenance of the same one.

This type of reactor is based on the beginning of the creation of a high concentration of microorganisms inside the reactor this way to increase the average time of retention of the same ones inside the process with which one manages to obtain a high efficiency to a retention time more shortly comparable to that of the aerobic processes.

The biggest retention of the microorganisms responsible for the treatment of the water is reached immobilizing to the microorganisms to an inert way with which they notice to this one forming a movie of a big activity, capable of adsorber in its surface organic matter in suspension and dissolved, which later is biodegraded.

Key words: Treatment of the waters, Industrial residues, Microorganisms.

TABLA DE CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	
1. TEMA	4
2. TITULO	4
3. FORMULACION DEL PROBLEMA	5
4. OBJETIVOS	9
4.1 OBJETIVO GENERAL	9
4.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	9
5. JUSTIFICACIÓN	10
6. MARCO TEÓRICO	12
6.1 ANTECEDENTES	12
6.2 GENERALIDADES DEL TRATAMIENTO ANAEROBIO	13
6.3 BIOQUÍMICA	17
6.4 ALTERNATIVAS PARA EL TRATAMIENTO ANAEROBIO DE LAS AGUAS RESIDUALES	22
6.5 REACTOR DE LECHOS FLUIDIZADO	37
6.6 VARIABLES DE DISEÑO	69
6.7 VARIABLES DE OPERACIÓN	77
6.8 COMPOSICION DE LAS AGUAS RESIDUALES DE LA INDUSTRIA DE DESTILERIAS	81
6.9 OPERACIONALIZACIÓN DE VARIABLES	84
7. CLASE DE INVESTIGACIÓN	87
8. METODOLOGÍA DEL DISEÑO	88
9. RECURSOS DISPONIBLES	89
9.1 RECURSOS HUMANOS	89
9.2 RECURSOS MATERIALES	89
9.3 RECURSOS LOGISTICOS	89

10. DISEÑO DEL REACTOR DE LECHOS FLUIDIZADOS	90
10.1 TRATAMIENTO PRELIMINAR	96
10. CRONOGRAMA DE ACTIVIDADES	98
SUGERENCIAS	
CONCLUSIONES	
BIBLIOGRAFÍA	

INTRODUCCIÓN

El verter contaminantes, a cuerpos receptores de aguas se ha convertido en una carga muy alta con efectos negativos que la naturaleza, por si sola, ya no puede equilibrar.

De esta forma, con el paso del tiempo y el aumento de la población en Barranquilla, las cantidades de sólidos y líquidos que se vierten han crecido significativamente en un 25% para las industrias y un 10% los desechos que se generan son productos del consumo humanos. Las fuentes de contaminantes se identifican por lo producido directamente por los seres humanos, por lo que vierten las industrias productoras de bienes, o por las acciones agrícolas y agroindustriales requeridas para la producción de alimentos.

Conociendo que a partir de los años ochenta existe la experiencia en la utilización de los sistemas de tratamiento anaerobios avanzados, tales como el reactor anaerobio de lecho fluidizado y de acuerdo con el autor este tipo de reactor se emplea como tratamiento secundario y requiere ciertas condiciones climáticas de la zona, donde las temperaturas deben estar entre los 28°C – 30°C y tomando en cuenta la facilidad de construcción y mantenimiento del mismo.

Este tipo de reactor se basa en el principio de la creación de una elevada concentración de microorganismos dentro del reactor para así incrementar el tiempo de retención medio de los mismos dentro del proceso con lo cual se logra

obtener una elevada eficiencia a un tiempo de retención más corto comparable al de los procesos aeróbicos.

La mayor retención de los microorganismos responsables de la depuración del agua es alcanzada inmovilizando a los microorganismos a un medio inerte con lo cual ellos se fijan a este formando una película de una gran actividad, capaz de adsorber en su superficie materia orgánica en suspensión y disuelta, la que posteriormente es biodegradada. Por este mismo mecanismo también se remueven una buena parte de los microorganismos patógenos que acompañan al agua residual obteniéndose una sensible eliminación de bacterias patógenas así como de quistes de parásitos.

Por lo antes expuesto, se elaborará el diseño de reactores de lechos fluidizados en el cual los efluentes del proceso saldrán con muy baja concentración de materia orgánica, de sólidos en suspensión así como con una reducción sensible de la concentración de bacterias patógenas y de quistes de parásitos.

1. TEMA

TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

2. TITULO

**DISEÑO DE UN REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO PARA EL TRATAMIENTO
DE LAS AGUAS RESIDUALES INDUSTRIALES EN EL CENTRO DE
INVESTIGACIÓN DE TECNOLOGÍAS AMBIENTALES “CITA” DE LA
CORPORACIÓN UNIVERSITARIA DE LA COSTA.**

3. FORMULACION DEL PROBLEMA

La contaminación del agua, es el resultado de la descarga incontrolada de aguas residuales sobre las corrientes a cuerpos receptores. Esta contaminación o degradación tiene mayor o menor intensidad, dependiendo de la abundancia y concentración orgánica del agua residual, y del caudal y contenido de oxígeno disuelto de la corriente receptora.

El mayor aportador de estas descargas de aguas residuales provienen de las ciudades y de las industrias: el resultado de esta contaminación se refleja en modificaciones importantes de las propiedades del agua por la vía de:

- a. Reducción del contenido de oxígeno disuelto, por la bioxidación de compuestos orgánicos de las aguas residuales.
- b. Descomposición orgánica de aguas residuales con altos contenidos de sólidos sedimentables.
- c. Eutrofización de las aguas naturales por aporte de nutrientes, referido esto a compuestos de nitrógeno y de fósforo.

La descarga directa de estas aguas contaminadas en quebradas, ríos, lagos etc. Puede reducir la disponibilidad de oxígeno disuelto, destruir la vida acuática existente, y hacer que esa fuente de agua se convierta en un sitio inapropiado para abastecer a comunidades o el sitio sea inútil para otros beneficios que demanda el ser humano.

Por otra parte las aguas residuales, en dependencia de su origen, pueden presentar efectos excepcionalmente tóxicos. En consecuencia, las aguas residuales deben ser tratadas antes de su vertimiento a un cuerpo receptor con dos objetivos fundamentales:

1. Reducir las posibilidades de propagación de enfermedades por los diferentes patógenos del residual
2. Evitar la contaminación de las aguas superficiales y subterráneas.

Actualmente existe preocupación cada vez mayor por los aspectos de la contaminación del medio en general, en el sentido de que esto puede ser incluso más grave por si mismo que cualquiera de los objetivos anteriores, por lo cual el tratamiento de las aguas residuales debe enfocarse tanto desde el punto de vista ecológico como del correspondiente al mejoramiento de la salud humana.

En Colombia generalmente las industrias vierten sus aguas residuales a fuentes receptoras con remociones de carga contaminante por encima del 80% exigido por el decreto 1594 (El cual reglamenta el uso del agua y residuos líquidos). Específicamente partes de estas industrias solo realizan pretratamientos, incumpliendo las remociones exigidas, las que realizan postratamientos utilizan tecnologías que requieren superficies grandes, generan volúmenes excesivos de lodos y no cuentan con personal capacitado para operar estos sistemas creando problemas de operación; Tal es el caso de los sistemas de tratamientos de aguas

residuales con Lagunas de oxidación, Lodos activados, filtros percoladores, entre otros.

En forma semejante, el descargar aguas Industriales no tratadas o con altas cargas de contaminante en sistemas de alcantarillados existentes afectaría el comportamiento hidráulico para el que fueron diseñadas esas tuberías porque se aumentan las cantidades de agua a transportar; así como, se entorpecería el funcionamiento y reduciría la eficiencia de las plantas de tratamientos que pudieran existir al final del sistema de alcantarillas.

De esta manera han surgido una serie de interrogantes sobre el diseño del reactor de lechos fluidizados.

¿Se dan las condiciones para que el reactor de lechos fluidizados funcione con buena eficiencia?

¿Se puede considerar este reactor como un tratamiento de bajos costos comparados con otros sistemas?.

¿Es fácil construir reactores de lechos fluidizados?

¿Los problemas sobre los tratamientos de aguas residuales complejas en las industrias son de falta de conocimiento? o de costos? o de concientización?

4. OBJETIVOS

4.1 GENERAL

Diseñar un reactor de lecho fluidizado a escala laboratorio, como alternativa de investigación para el tratamiento de las aguas residuales Industriales.

4.2 ESPECIFICOS

- ✓ Determinar los parámetros de diseño en un reactor anaeróbico de lechos fluidizados.
- ✓ Describir los pretratamientos necesarios del sistema.
- ✓ Seleccionar el medio, condiciones de operación del reactor, tamaño del equipo y efectos del funcionamiento a largo plazo.

5. JUSTIFICACIÓN

Con toda esta problemática, nos llamo la atención el deterioro de las masas de agua y su participación en la transmisión de enfermedades. Pero no solamente razones de salud lo que nos preocupa de la contaminación del agua, en realidad las condiciones sépticas causada por la concentración de la carga orgánica arrojada a las corrientes amenaza con destruir el balance ecológico de los valles que cruzan los ríos. Y nosotros como Ingenieros preventivos estamos en la obligación de buscar un mejoramiento del deterioro de este y de los demás recursos renovables de nuestra naturaleza.

Fue así como se hizo necesario el porque de nuestro estudio, dado que está necesidad nace en el momento que nosotros como estudiantes deseamos continuar con investigaciones que permitan el desarrollo tecnológico e intelectual para nuestro crecimiento como profesionales; puesto que nuestra facultad de Ingeniería Sanitaria y Ambiental.

Lo primero fue encontrar un lenguaje metodológico y una técnica de aproximación al problema.

Dado que en Barranquilla especialmente el sector industrial desconoce otras tecnologías para el tratamiento de su vertidos, de esta manera optamos por revisar estudios realizados acerca de los tratamientos de las aguas residuales con lechos fluidizados ya que es una de las tecnologías eficientes, económica, de poco

espacio, remueven los lodos en un 70% comparados con las tecnologías convencionales y permite reducir la carga orgánica contaminante hasta un 95% en industrias que producen aguas residuales con características complejas.

6. MARCO TEORICO

6.1 ANTECEDENTES

Los tratamientos anaerobios han venido surgiendo como alternativas para el tratamiento de las aguas residuales.

Entre los logros de los tratamientos anaerobios se encuentran los filtros anaeróbicos de Young y McCarty (1967), los reactores UASB (upflow Aerobic Sludge Blanket de Lettinga et al (1974)), y los reactores AFFEB (Anaerobic Fixed Film Expanded Bed), de Switzembaum y Jewel (1978): Estos reactores anaerobios estaban inicialmente dirigidos al tratamiento de Aguas Residuales Industriales que normalmente tienen altas concentraciones de DQO. (Demanda Química de Oxígeno) y altas temperaturas factores que favorecen la digestión Anaerobios. Sin embargo la mayoría de los investigadores tomarán su interés en el tratamiento de las Aguas Residuales Domésticas causantes de un gran porcentaje de la contaminación.

6.2 GENERALIDADES DEL TRATAMIENTO ANAEROBIO

En 1860 Mauros patentó la primera instalación utilizada para tratar sólidos sedimentados de Agua Residual que se denominó eliminador automático que era un depósito cerrado y convertía los sólidos en líquidos.

El gran descubrimiento de Arden y Lockelt en 1914 de los lodos activados cuando se encontraron que una alta concentración de biomasa podría degradar

rápidamente los compuestos orgánicos disueltos en agua, es decir, eliminar la DQO de las aguas residuales, significó el comienzo verdadero del tratamiento biológico de las aguas residuales.

En 1940, el doctor Karl Imhoff patentó en Alemania un tanque de doble acción, hoy día conocido como tanque Imhoff. En el período comprendido entre 1920 y 1935 se estudió ampliamente el proceso de digestión anaerobia.

Las diferencias tan grandes en las tasas metabólicas aerobias y anaerobias eliminó el interés en el tratamiento anaerobio, pues los tiempos de digestión eran mucho mayores, y el tratamiento menos eficiente. Pero los altos costos de construcción y operación de las plantas de tratamiento aerobio estimuló la investigación de los sistemas Anaerobios, llevándose así en 1974 redescubrimiento por Lettinga et al; de la concentración de biomasa que permite acelerar las tasas de remoción de materia orgánica.

En digestión anaerobio la concentración de lodos puede llegar a ser 100.000 mg/l de SST. (Sólidos suspendidos totales).

Esta mayor cantidad de biomasa anaerobio abrió la posibilidad de la tasa total de remoción en el tratamiento anaerobio fueron entonces comparable a la del aerobio.

Abierta esta posibilidad el hecho de que la digestión Anaerobia no requiere suministro de energía, y además tiene como producto final el metano, gas de alto contenido energético convirtió estos procedimientos en muy competitivos económicamente frente al tratamiento convencional como se vio antes.

Además, los bajos índices de crecimiento de las bacterias anaerobios presentan una producción de biomasa muy baja.

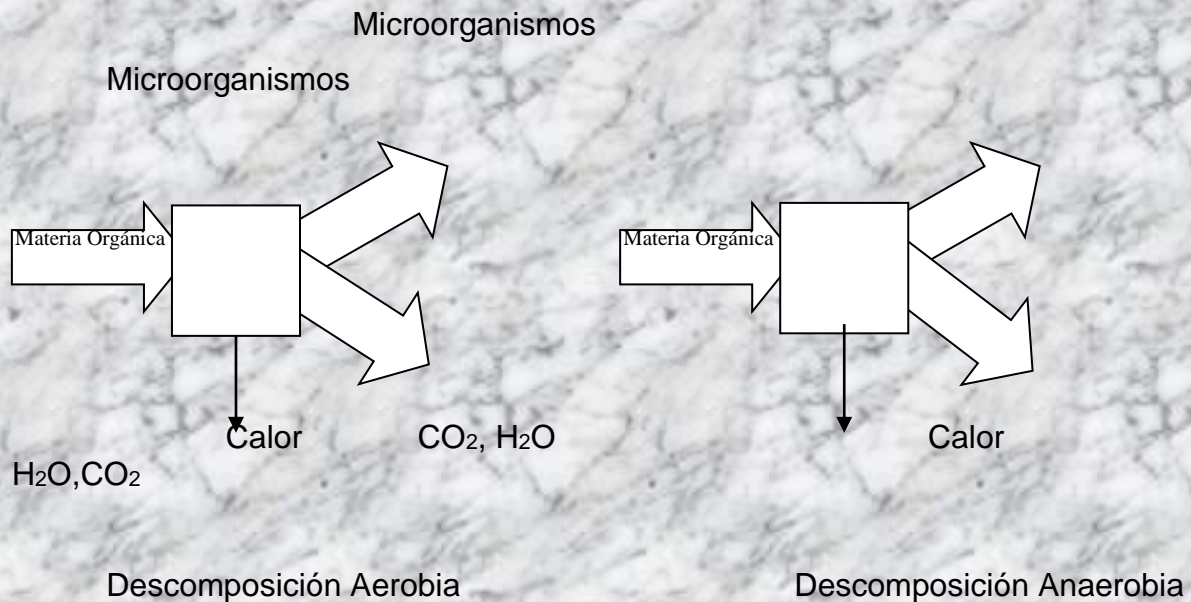


Fig. 1

Representación esquemática de los procesos de descomposición Aerobia y Anaerobia.

Fuente: Orozco Alvaro Digestión anaerobia-elementos de diseño.

La digestión Anaerobia se define como el proceso de degradación de la Materia Orgánica en ausencia de Oxígeno u otros oxidantes fuertes (aceptores de electrones ó de H⁺), tales como el NO₃⁻, el SO₄⁼ etc.

Como subproducto de ella se obtiene un gas denominado biogás que se compone en un 95% de CH₄ y CO₂, pero con la presencia adicional de Nitrógeno, Hidrógeno, Amoníaco y Sulfato de Hidrógeno.

En la Fig.1 se presentan esquemáticamente las diferencias entre ambos tipos de descomposición. La descomposición aerobia de la materia orgánica M.O. requiere suministro de Oxígeno, produciendo CO_2 y gran cantidad de biomasa. En la descomposición anaerobia la materia orgánica se convierte en poca biomasa y CH_4 , que conserva para el uso la energía contenida inicialmente en la materia orgánica.

La descomposición aerobia es eficiente extrayendo toda la energía de la materia orgánica.

En la Digestión Anaerobia participan por lo menos cinco tipos de microorganismos que efectúan los siguientes pasos para la descomposición: (ver Fig. 1).

- Hidrólisis ó solubilización del material particulado y sustratos complejos convirtiéndolos en sustratos simples (azúcares, aminoácidos, etc.) por acción de exoenzimas de las bacterias fermentativas.
- Acidificación de los sustratos simples por las bacterias fermentativas convirtiéndolas en Ácido Acético y otros ácidos grasos volátiles, AGV.
- Acetogénesis de AGV diferentes del Acético y del Hidrógeno (H_2), convirtiéndolos en Acido Acético.
- Metanogénesis del ácido acético y el H_2 produciendo CH_4 y CO_2 .

En estos pasos participan varios tipos de bacterias Metanogénesis como la metharobacterium ome lianki que es dos especies de bacterias en estrecha

simbiosis. Una convierte el etanol en ácido acético e hidrógeno y la otra convierte el Dióxido de Carbono y el hidrógeno a metano descubierto por Byant en 1967.

6.3 BIOQUIMICA

La bioquímica de la Digestión Anaerobia está bastante definida, gracias a los esfuerzos investigativos de los últimos diez (10) años. Esencialmente, el proceso consta de los siguientes pasos:

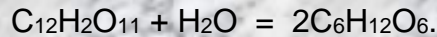
(1) HIDROLISIS

El material particulado, los biopolímeros y en general los compuestos orgánicos complejos, principalmente componentes de las Aguas Residuales deben sufrir una hidrólisis inicial que los convierta en sustratos orgánicos simples, principalmente azúcares, aminoácidos, ácidos grasos volátiles de bajo peso y alcoholes. Estos sustratos simples pueden ser asimilados por las bacterias e incorporados en la glucólisis y otros procesos metabólicos básicos que ocurren internamente en las bacterias.

La hidrólisis tiene lugar externamente por la acción de la exoenzimas de las bacterias genéricamente conocidos como acidogénicos ó fermentativas.

La hidrólisis de algunos sustratos solubles es muy rápido, pero la de sustratos muy complejos y/o particulados puede ser extremadamente lenta.

Un típico ejemplo de Hidrólisis es la de la Sacarosa, que al incorporar una molécula de agua (por esta incorporación es que el proceso se denomina Hidrólisis), se convierte en dos moléculas de Glucosa y Fructuosa (que son isómeros).

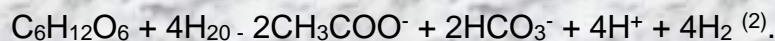


La glucosa ($\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$) y la fructuosa (que es isómera de la glucosa) son rápidamente incorporados en la glucosis.

(2) ACIDOGENESIS O FERMENTACION

Una vez ocurrida la hidrólisis las bacterias acidogénicas toman los sustratos simples y los descomponen internamente mediante los procesos metabólicos básicos. Los azúcares entran por ejemplo a la glucosis.

El producto final en ausencia de O_2 es otro aceptor de electrones potentes, es decir en condiciones anaerobias depende de la concentración de hidrógeno (H_2). Si la presión parcial del H_2 p_{H_2} es menor de 10^{-4} atmósfera el producto final será ácido acético y, en caso contrario, ácido propiónico, ácido butírico y ácido valérico. La razón de ello lo veremos más adelante pero básicamente consiste en el hecho de que en la reacción de producción de ácido acético a saber:



(3) ACETOGENESIS ACIDOCLASTICO

Como los ácidos grasos volátiles AGV, distintos del ácido acético son producto final de la acidogénesis en ciertas condiciones (para $p_{H_2} > 10^{-4}$ atm.) y a partir de ciertos sustratos básicos, es necesario su conversión a ácidos acéticos para su posterior Metanogénesis, puesto que el ácido acético es la fuente del 70% del CH_4 . Los AGV distintos del acético no pueden convertirse a metano directamente (Ej: metanol, ácido fórmico) pero no son frecuentes en la digestión anaerobia. Los AGV deben metabolizarse a ácido acético antes de efectuarse la Metanogénesis.

(4) ACETOGENESIS HIDROGENOCLASTICOS

Existe la posibilidad de convertir el H_2 , formado en las reacciones acidogénicas y acetogénicas productoras de H_2 (Acetogénesis Acidoclásticas), en ácido acético. Esta reacción tiene como función principal el mantener los niveles de (H_2) en las concentraciones adecuadas consumiéndolo, para que la digestión anaerobia proceda. Esta reacción compite con la Metanogénesis hidrogenoclásticas por el H_2 .

(5) METANOGENESIS HIDROGENOCLASTICO

Las bacterias metanogénicas pueden producir CH_4 a partir del hidrógeno. Esta reacción, con la anterior, mantiene los niveles de (H_2) en valores adecuados para la digestión anaerobia. Es una reacción muy ágil.

(6) METANOGENESIS ACETOCLASTICO

La conversión del ácido acético es la vía principal de producción de CH₄ en la digestión anaerobia. Es una reacción lenta, termodinámicamente difícil pero inexorable puesto que es la responsable por la producción de cerca del 70% del metano.

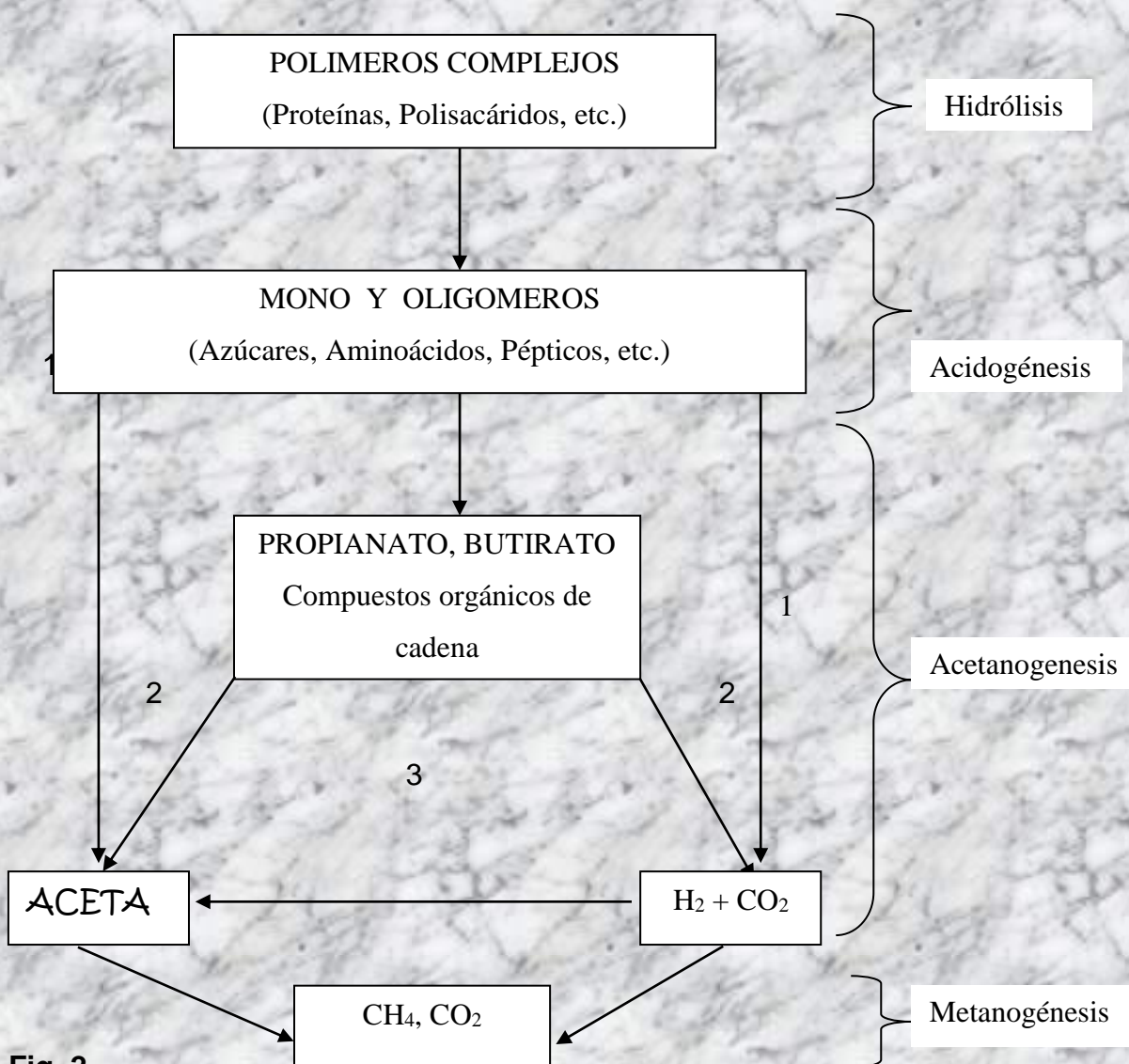


Fig. 2

Fuente: Orozco Alvaro Digestión anaerobia-elementos de diseño.

TABLA 1. DIFERENCIAS ENTRE EL TRATAMIENTO AEROBIO Y ANAEROBIO

AEROBIO	ANAEROBIO
<ul style="list-style-type: none"> - Mejor eficiencia de remoción M.O. - Operatividad comprobada. - Requiere suministro de Oxígeno. - Limitación de cargas orgánicas. - Sensibilidad en economía de escala. - Existe gran experiencia. 	<ul style="list-style-type: none"> - Menor producción de lodos. - Menores costos de operación. - Produce metano (energía). - Degradados compuesto policlorados. - Acepta altas cargas orgánicas. - Menores requisitos de nutrientes. - Arranque lento. - Eficiencia menor algunas veces.

Fuente: Orozco Alvaro Digestión anaerobia-elementos de diseño.

6.4 ALTERNATIVAS PARA EL TRATAMIENTO ANAEROBIO DE LAS AGUAS RESIDUALES.

Los digestores anaerobios pueden clasificarse, al igual que en el caso de los reactores aerobios en sistemas con biomasa suspendida y en sistemas con biomasa fija:

Tabla 2

Biomasa Suspendida	Biomasa Fija
Por lotes	UASB
Digestión seca	Filtro anaerobio
RCTA	DSFFR
Flujo pistón	USFRR
Contacto anaerobio	Lecho expandido
	Lecho fluidizado

Fuente: Kennedy & Berg (1991)

También es común clasificarlos como:

a) Primera Generación:

Tiempo de residencia de aproximadamente 30 días

TRH = TRS

Son reactores muy grandes (velocidad de crecimiento bajo)

Son de biomasa suspendida

b) Segunda Generación:

Existe separación entre TRH y TRS (TRH = 12 – 24 h)

Reactores de biomasa fija excepto reactor de contacto anaerobio

c) Tercera Generación

TRH aproximadamente de 1 h

Permiten trabajar con aguas muy diluidas

6.4.1 Reactor de Contacto Anaerobio. Este proceso es conceptualmente el tratamiento aerobio con lodos activados y permite operar con TRS mucho más altos que los TRH, y en consecuencia tratar aguas residuales bastantes diluidas (hasta 2 kg DQO/m³).

Generalmente se opera con razones de reciclo que van entre el 80% y cerca del 100%. Por consiguiente, operan con cargas más altas que los sistemas sin recirculación y permiten obtener producciones más altas de biogás.

Este proceso también puede utilizarse para tratar aguas con contaminantes solubles, para mejorar la biodegradación de sólidos en suspensión, aumentando el tiempo de contacto entre el sustrato y el microorganismo.

Digestor: Normalmente cilíndrico y de gran tamaño, es agitado, lo que se usa para mantener la suspensión (no es vigorosa).

Ventajas:

- ✓ Arranque rápido con inóculo adecuado.
- ✓ Se puede incorporar carbón activado en polvo para tratar aguas con compuestos inhibidores (los adsorben).
- ✓ Soporta agua con sólidos suspendidos (estabiliza la fracción degradable).
- ✓ Puede admitir aguas con compuestos que forman precipitados.
- ✓ Soporta sobrecargas orgánicas (mejor que otros reactores).

Desventajas:

- ✓ Costos energéticos asociados al mezclado y recirculación.
- ✓ Operación relativamente delicada.
- ✓ Limite para recibir cargas orgánicas ($6 \text{ kg DQO/m}^3 \text{ d}$).
- ✓ Grandes TRH, entonces grandes volúmenes de reactor.
- ✓ Alta dependencia de la difícil sedimentación del lodo anaerobio.

Características de Diseño:

Cargas : $2 - 7 \text{ kg}/(\text{m}^3 \text{ d})$

TRH : $1 - 6 \text{ días}$

Lodos : $5 - 6 \text{ kg/m}^3$

SS efl. : $20 - 100 \text{ g/m}^3$

Arranque : $20 - 60 \text{ días}$

Consumo de Energía

bombeo y recirculación: $10 - 30 \text{ wh/m}^3$

mezcla : $5 - 15 \text{ wh/m}^3$

6.4.2 Reactores Anaerobio de Lecho Fijo: Similares a los filtros aerobios, sólo que se encuentran inundados de líquido.

El agua residual es alimentada generalmente en forma vertical en sentido ascendente o descendente, a través de un lecho empacado sobre el cual el biofilm se desarrolla.

La biomasa se encuentra dispuesta dentro del biofiltro tanto formando una **biopelícula** sobre las partículas del relleno, como formando floculos que se hayan atrapados entre sus huecos.

Adecuada para aguas con **carga orgánica soluble o fácilmente hidrolizable**.

La distribución del líquido es muy importante, ya que no pueden formarse canales preferenciales. Esto produce menores tiempos de residencia.

En general la **recirculación determina si el comportamiento** es flujo pistón o mezcla completa.

Se clasifican en cuatro tipos:

- ✓ Flujo ascendente y lecho ordenado.
- ✓ Flujo descendente y lecho ordenado (filtro).
- ✓ Flujo descendente y lecho ordenado (downflow stationary film reactor, DSFF).
- ✓ Flujo descendente y lecho desordenado.

Ventajas:

- ✓ Soporta altas cargas orgánicas (15 kg DQO/m³ d).
- ✓ Con recirculación es resistente a sobrecargas orgánicas o tóxicos.
- ✓ Construcción simple.
- ✓ Aplicable a pequeña y mediana escala.
- ✓ Rápidos rearranques.
- ✓ Operación simple.

- ✓ Operación con flujo descendente o ascendente.

Desventajas:

- ✓ Arranque lento, aún contando con inóculo adecuado (formar biofilm).
- ✓ Riesgo de taponamiento sobre todo con soportes de piedra.
- ✓ Sensible a sólidos suspendidos en el efluente.
- ✓ Sensible a aguas que forman precipitados (sobretudo en régimen de flujo ascendente).
- ✓ Alto costo de material de soporte.
- ✓ Presencia de sólidos suspendidos en el efluente.

Algunos datos operacionales de los filtros anaerobios son los siguientes:

TRH: 0,75 – 3 d.

VCO: 1 – 10 kg DQO/(m³ d).

SS: 5 – 15 g/m³.

Arranque: 30 – 60 d.

Carga infl. : 0,2 – 60 kg DQO/m³.

Energía: 20 – 40 wh/m³.

6.4.3 Sistemas de Lecho Móvil (lecho expandido y fluidizado): En estos reactores las bacterias son inmovilizadas sobre pequeñas partículas de soporte sólido, variando únicamente el grado de expansión del lecho.

En los de lecho expandido al aumentar la velocidad superficial del líquido, se alarga el lecho, aunque sigue existiendo contacto entre partículas, la porosidad aumenta y el lecho es más esponjoso.

Ambos sistemas se diferencian en la expansión del lecho (expandido 20 – 40%; fluidizado 40%).

Poseen un alto consumo energético, pueden tratar altas cargas orgánicas y requieren usar partículas de bajo diámetro y densidad elevada.

Algunos datos típicos de diseño son los siguientes:

Tabla . 3

	Lecho expandido	Lecho fluidizado
D. material inerte	0,3 – 3 mm	0,2 – 1 mm
Mat. Inerte sumergido	100 %	100 %
Expansión lecho	20 – 40 %	40 – 100 %
Área superficial	1000 – 3000 m ² /m ³	1000 – 2500 m ² /m ³
SS	10 – 40 kg SSV/m ³	10 – 20 kg SSV/m ³
Biomasa adherida	90 – 100 % total	95 – 100 % total
Biomasa suspendida	0 – 10 %	0 – 5 %

Fuente: Gasser, R.F

6.4.4 UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) El efluente pasa a través de un manto de lodo que logra que los microorganismos floculen o granulen, de manera que permanezcan en el reactor.

No dispone de un medio inerte para desarrollar los microorganismos.

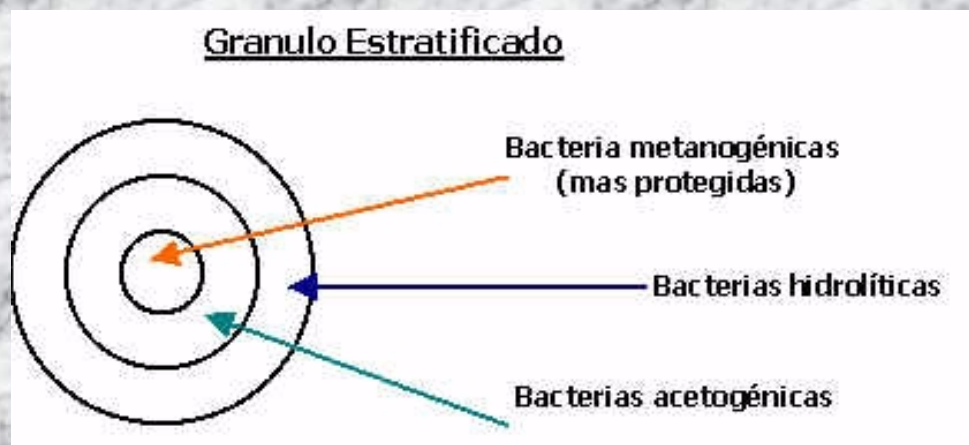
Hay que favorecer la coagulación y la floculación de los lodos, manteniendo condiciones adecuadas.

Se consiguen mayores carga volumétricas que en un reactor de contacto anaerobio (aprox. 10 – 20 kg DQO / m³ d).

No ingresar con concentraciones de lípidos mayor de 50 ppm, ya que la capa de lípidos evita el contacto fluido – granulo.

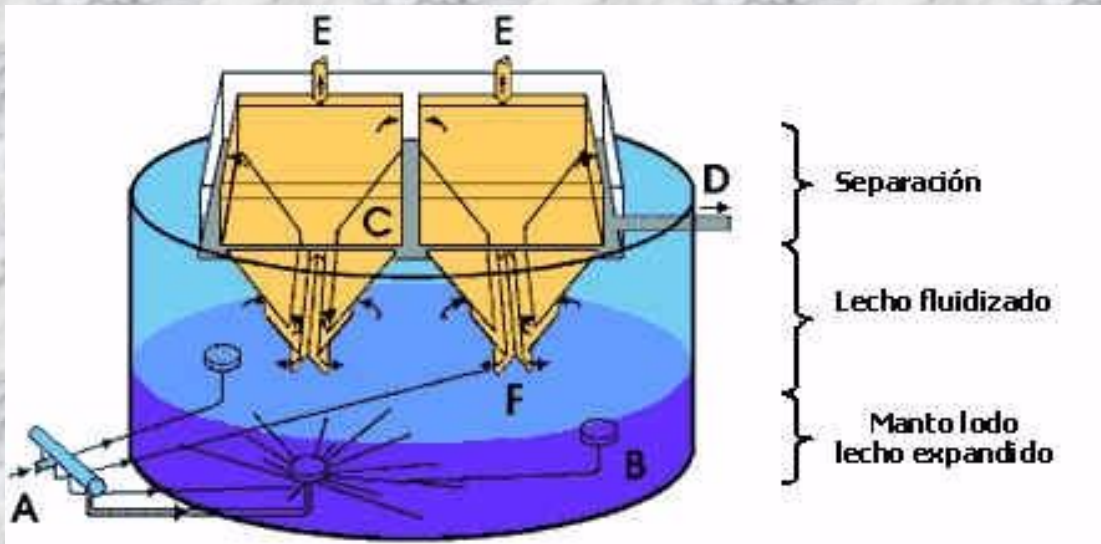
Se caracteriza por su alta productividad de gas (por volumen de reactor).

Bajo tiempo de residencia hidráulico (10 – 12 h).



En este tipo de reactor existen tres zonas:

- ✓ Lecho expandido.
- ✓ Lecho fluidizado.
- ✓ Separación.



Ventajas:

- ✓ Soporta altas cargas (20 kg DQO / m³ d)
- ✓ Bajo requerimiento de energía
- ✓ No requiere medio soporte (bajo costo)
- ✓ Construcción relativamente simple
- ✓ Con inóculo apropiado puede arrancar de forma inmediata
- ✓ Aplicable a pequeña y gran escala
- ✓ Operación comparativamente simple
- ✓ Proceso ampliamente probado

Desventajas:

- ✓ Granulación es lenta, no necesariamente controlable
- ✓ No todas las aguas favorecen la granulación
- ✓ Requerimientos de inóculo de determinadas características
- ✓ Sensible a sólidos suspendidos (aumenta concentración de SS en reactor distintos de biomasa), grasas y aceites en influente
- ✓ Sensible a aguas que forman precipitados (llenan fondo del reactor y el lecho sube)
- ✓ Riesgo de flotación de los granos durante el re arranque (gránulos varían de densidad)

Características Típicas de Diseño:

TRH: 0,5 – 2 días

VCO: 10 – 20 kg DQO / m³ d

SS: 0,5 – 1,5 kg/m³

Velocidad superf.: 0,05 – 3 m/h

Consumo energético:

Bombeo y recirculación : 10 – 30 wh/m³

Mezcla: 10 – 30 wh/m³

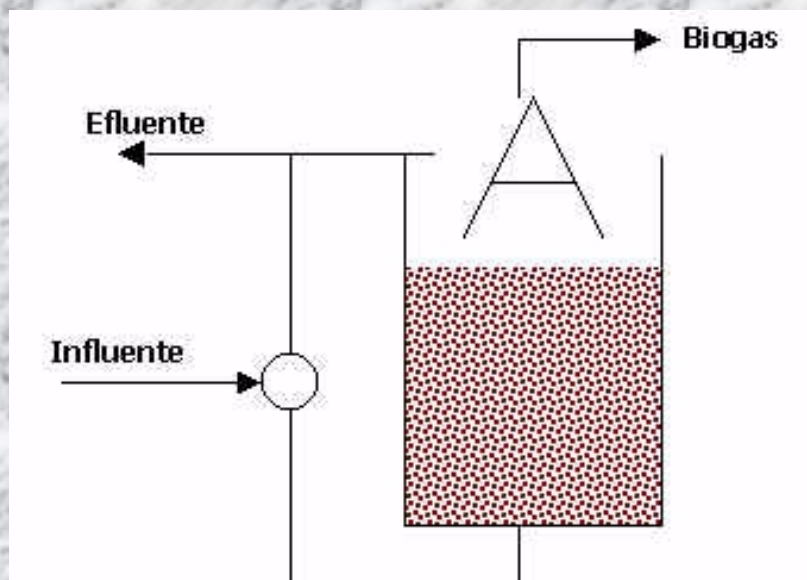
Ecualizador:

Adecuada carga

Preacidificación

Colchón de sobrecarga tóxicos

6.4.5 Lecho Fluidizado Anaerobio Se caracteriza porque la biomasa se encuentra adherida a partículas de pequeño diámetro (incluso menores de 1 mm).



Algunos soportes: arena, grava, carbón activo, bolas de vidrio, etc.

La alimentación ingresa por la parte inferior del reactor, entonces una alta velocidad vertical del líquido fluidiza el lecho.

La utilización de soportes pequeños permite mantener en el reactor altas concentraciones de biomasa con un área específica notoriamente elevada.

Velocidad de liquido característica 20 – 30 m/h

Ventajas:

- ✓ Soporta muy altas cargas orgánicas (40 kg DQO / m³ d)
- ✓ Tiempos de retención hidráulica muy cortos
- ✓ Soporta aguas con sólidos suspendidos (aunque no los remueve)

Desventajas:

- ✓ Arranque lento y difícil
- ✓ Requerimientos energéticos importantes debido a la fluidización por bombeo
- ✓ Control complejo del proceso y riesgos de perderlo rápidamente
- ✓ Difícil e incierto su escalamiento
- ✓ No soporta grandes periodos de tiempo sin alimentación

6.4.6 EGSB (Expanded Granular Sludge Bed). Trabaja con velocidades superficiales de aproximadamente 7 m/h (diámetro pequeño y altos, fluidiza los gránulos).

Mayor velocidad ascensional genera un alto grado de agitación lo que mejora el contacto agua – lodo.

Adecuado para tratamiento de aguas residuales de baja carga.

Razones alto – ancho elevados (baja área requerida).

Parámetros de Operación:

Velocidad superficial del líquido

DQO de entrada

Velocidad de carga orgánica

Razón de recirculación (elevación de velocidad superficial y diluye la alimentación)

TRH: $\frac{1}{2}$ - 1 h

6.5 REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO

6.5.1 Definición. Los reactores anaerobios de lechos fluidizados consiste básicamente en hacer pasar las aguas residuales a través de un medio de flujo ascendente.

En toda la configuración, un sustancial porcentaje de la biomasa se presenta en forma de floculos suspendidos.

El reciclado puede ser usado con el fin de controlar el espesor de la biopelícula hasta cierto grado, o para supera los problemas suscitados por el pH o los tóxicos. En los reactores de lechos fluidizado los microorganismos se adhiere a un medio inerte en suspensión, en medio puede ser arena, carbón activado, bolas de vidrio, grava, etc.

El medio cubierto por la biopelícula es fluidizado por una velocidad vertical alta, que demanda un alto grado de recirculación. La expansión del lecho es controlada por la velocidad vertical y el nivel de salida. La producción de gas puede crear espumas y flotación en la cabeza del reactor, condiciones indeseables, que se deben controlar por medios hidráulicos o mecánicos con el fin de impedir el escape de partículas junto con el líquido tratado.

Los lechos fluidizados se consideran como el avance más importante de los últimos 50 años, en el campo de tratamiento de aguas y es una de las tecnologías de la Ingeniería Química e Ingeniería Ambiental con resultados más espectaculares desde su origen en 1940.

6.5.2 Teoría de la Fluidización. La tecnología de la fluidización de lechos de partículas por corrientes gaseosas constituye un avance de gran importancia. Mediante ella, una masa constituida por partículas sólidas en mayor o menor grado de división, adquiere la movilidad de un fluido sin perder la superficie libre aparente, por el empuje o tiro del fluido que se desplaza en dirección vertical. En este proceso pueden distinguirse varias etapas, como se indica en la siguiente figura (fig.3) :

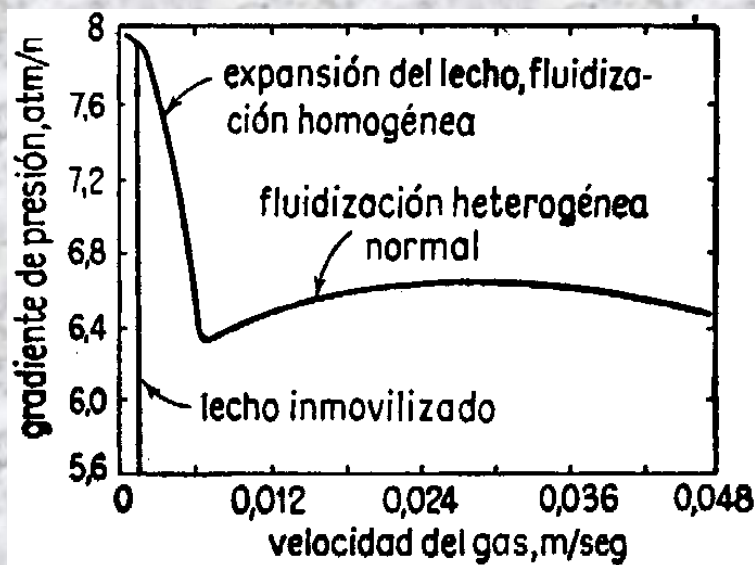


Fig. 5.23.-Fluidización de un catalizador de cracking. [Gohr (80). Por cortesía de Reinhold Publishing Corporation, Nueva York.]

1. Para velocidades bajas del fluido, las partículas permanecen en reposo y la pérdida de presión aumenta con la velocidad de la forma ordinaria.
2. Cuando aumenta la velocidad, se alcanza un punto crítico en el cual la pérdida de presión corresponde al peso del lecho mantenido en suspensión; entonces las partículas se separan unas a de otras, **comenzando a expansionarse todo el lecho.**
3. Para un aumento posterior de la velocidad, la pérdida de presión permanece prácticamente constante, pero continúa la expansión del lecho. Si el fluido es un gas, se forman burbujas que suben a través del lecho, siendo el comportamiento muy parecido al de la ebullición de un líquido.

4. A velocidades altas, la superficie libre desaparece, las partículas salen continuamente del recipiente y la pérdida de presión continúa aumentando con la velocidad. Esta etapa de fluidización corresponde al estado gaseoso, y se denomina frecuentemente fluidización en **fase diluida**, en contraste con la fluidización en fase densa, caracterizada por la existencia de superficie límite aparente.

Las velocidades a que se efectúa la fluidización son mucho más bajas que las velocidades de caída libre de las partículas individuales predichas por la ley de Stokes.

En experiencias con pequeñas esferas de vidrio, Lewis, Gilliland y Bauer demostraron que la porosidad del lecho, e , es el principal factor que determina las diferencias entre las velocidades de fluidización y de caída libre. Los datos de estos autores se representan por la expresión

$$U_{\text{fluidización}} / U_{\text{caída libre}} = e^{2.82}$$

Así por ejemplo, para una porosidad del 40 % la velocidad de fluidización es solo el 7.6 % de la velocidad de caída libre. La posible explicación de este comportamiento se basa en que los lechos fluidizados siempre contienen algunas partículas más pequeñas, que tienen una velocidad de caída libre mucho menor que la velocidad global de fluidización. Estas partículas son elevadas por el gas y confieren su energía cinética a las mayores, después se elevan nuevamente, repitiéndose el fenómeno hasta que toda la masa se pone en movimiento.

Cuando se opera con líquidos, las partículas pueden permanecer separadas formando un lecho homogéneo, dando lugar a la **fluidización homogénea**. En el caso de los gases, las partículas, en lugar de permanecer uniformemente distribuidas, forman enjambres, a través de los cuales burbujea el gas, dando lugar a la **fluidización heterogénea**. Cuando existe un lecho estable y se mantiene una superficie libre observable, el proceso se denomina **fluidización discontinua o en fase densa**. Cuando la velocidad es suficientemente alta para arrastrar las partículas sólidas del recipiente a medida que van entrando, **el proceso se denomina fluidización continua o en fase diluida**.

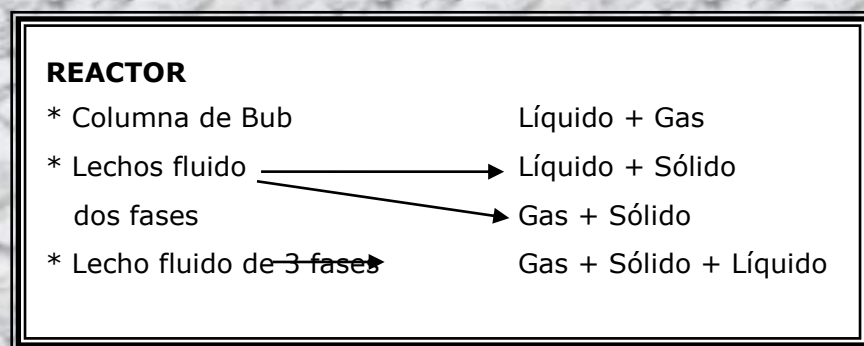
La perforación del lecho se presenta cuando la coherencia de las partículas es tan fuerte que el gas pasa entre grupos de ellas, atravesando el lecho en corrientes no ramificadas. En estas condiciones la pérdida de presión es mucho menor que la que corresponde al peso del lecho suspendido. este comportamiento se presenta cuando las partículas son muy pequeñas o no contienen una proporción suficiente del material más grueso. El valor elevado de la relación **altura/diámetro** favorece la perforación, particularmente a lo largo de las paredes del recipiente, mientras que el aumento de la velocidad del gas tiende a anular este efecto.

El fraccionamiento del lecho se origina cuando las burbujas del gas son tan grandes que pueden ocupar toda la sección normal de un pequeño recipiente. A lo largo del aparato ascienden alternativamente bolsas de gas y tapones de

partículas. En recipientes grandes, estos caen bruscamente al romperse las bolsas de gas que los empujan; esta acción es análoga a la que se presenta en la ebullición de líquidos. La pérdida de presión es irregular y generalmente mucho mayor que en condiciones regulares. este comportamiento aparece cuando las partículas son demasiado gruesas o no contienen proporción suficiente de material más fino. el fraccionamiento se favorece por el aumento de la relación **altura/diámetro**, y desaparece al reducir la velocidad del gas.

Tanto la perforación como el fraccionamiento son efectos indeseables, no solo debido a las variaciones de presión que originan, sino porque reducen el contacto entre las fases sólida y gaseosa. Para asegurar una fluidización regular es necesario una determinada distribución de tamaños de las partículas; hasta ahora, la selección de tamaños se hace de modo enteramente empírico. Las partículas finas fluidizan más fácilmente que las gruesas, pero los tamaños menores de 30 a 40 μ m tienden a formar enjambres y facilitan la perforación.

Dependiendo del fluido utilizado (gas, líquido, gas + líquido) para fluidizar los sólidos los lechos fluidizados se dividen en:



VENTAJAS Y DESVENTAJAS

Ventajas:

- Soporta muy altas cargas orgánicas (40 kg DQO/m³d).
- Mayor rendimiento.
- Requieren poca superficie.
- Fácil manejo de sólidos.
- Transferencia de masa y calor superiores a otros procesos.
- Producen alto nivel de mezclado.
- Tiempos de retención hidráulica más bajos que los otros reactores.

Desventajas:

- Arranque lento y difícil.
- Tecnología compleja.
- Menos convencional, menos información de diseño.
- Requiere mas control.
- Más erosión de las paredes del reactor que en lechos rellenos.

6.5.3 Funcionamiento del reactor de lechos fluidizados. Se pasa el agua contaminada hacia arriba a través de la cama de las biopartículas a una velocidad mayor que la velocidad mínima de fluidización. Los biopartículas pueden ser aeróbicas o cultura bacteriana anaerobia que depende del tipo de contaminante el cual será biodegradado. En condiciones aeróbicas el aire se inyecta a través de

difusores aéreos o distribuidores, que sirvan para mantener las biopartículas en suspensión y en un régimen completamente mixto.

Después de un periodo de tiempo la biomasa ha crecido, las biopartículas se han puesto más grande y la altura de la cama ha aumentado considerablemente. Para prevenir la expansión de la cama desenfrenada, la biomasa se pasa a un tanque de separación dónde la biomasa está separada del agua y de las partículas sólidas. Se reciclan las partículas sólidas y una porción de la biomasa para mantener la concentración deseada de organismo en el reactor, y el exceso de biomasa se gasta.

El nivel en que la masa biológica en el reactor debe persistirse depende de la eficacia del tratamiento deseada y otras consideraciones relacionadas a las cinética de crecimiento. La alta eficiencia de las tecnologías de las aguas residuales depende del conocimiento de los parámetros que pueden afectar la actuación de los microorganismos. En el caso de los reactores de lechos fluidizados, estos parámetros se muestran en la tabla no 2.

Tabla 4. Parámetros que afectan la actuación de reactores de lechos fluidizados.

LOS PARÁMETROS DE DISEÑO	LOS PARÁMETROS BIOLÓGICOS
<ul style="list-style-type: none"> • LA GEOMETRÍA DE BFBR - La forma (Redondo, rectángulo, etc) - El diámetro de la columna 	<ul style="list-style-type: none"> • EL TIPO DE MICROORGANISMOS - Autótrofos - Heterótrofos
<ul style="list-style-type: none"> • LAS CARACTERÍSTICAS DEL 	<ul style="list-style-type: none"> • LOS NUTRIENTES

INFLUENTE - La proporción cargante - La proporción de flujo	- El Carbono orgánico, dióxido de Carbono. - Los nutrientes inorgánicos (N, S, P, K, etc)
	• LOS PARÁMETROS OPERACIONALES - La alcalinidad, la temperatura, - Oxígeno disuelto
LOS PARÁMETROS DE FLUIDIZACION	LOS PARÁMETROS DE TRASLADO DE MASA
• LAS PROPIEDADES DE BIOPARTICULAS - El tamaño y densidad de las partículas sólidas - El espesor y densidad de la Biopelícula	• ENTRE LA FASE DE GAS Y VOLUMEN DE LÍQUIDO - El gas y la velocidad Líquida - El área de interfacial de gas-líquido - El coeficiente de traslado de masa global - El coeficiente de dispersión
• LAS VELOCIDADES DE FLUIDIZACION - El gas y las velocidades líquidas. - La Velocidad del fluidización Líquida mínima. - La velocidad del establecimiento terminal del biopartículas.	

Fuente: Instituto nacional de ciencia y técnica hídrica.

Tabla 5. Condiciones de operación de los reactores de lechos fluidizados.

CARACTERÍSTICAS	PARAMETROS
Tamaño del material inerte	0.2-1 mm
Carga hidráulica	25-33 m ³ /m ² -h
Expansión del lecho	90-100%
Rango del pH	6.7-7.2
Temperatura	30-35 °C

Fuente: Álvarez Cuenca Manuel.

En los reactores anaerobios que trabajan con alta velocidad de carga orgánica , la producción de gas puede ser tan elevada que se formen grandes burbujas de gas

que lleguen a producir el fraccionamiento del lecho, lo que provoca una ruptura en el comportamiento estable del lecho. No parece que en reactores industriales, D 0.5m, esta situación puede ser frecuente.

A continuación se presentan y discuten las variables más significativas del lecho.

Caracterización de las partículas sólidas:

✓ **Tamaño de partícula.**

Existen diferentes técnicas de medida del tamaño de la partículas sólidas, cada una de las cuales es aplicable a un intervalo de tamaños determinado.

El tamizado es la técnica más utilizada y consiste en tamizar una muestra del material a través de una serie de tamices de abertura conocida. El análisis se basa en las dimensiones lineales de la partícula, suponiéndose que las partículas que no capaces de atravesar el tamiz tienen un tamaño mayor que la luz del tamiz.

El análisis por tamizado se realiza colocando una muestra de masa conocida en el tamiz superior y agitando durante un tiempo determinado. Se pesan las fracciones recogidas en cada tamiz. Existen dos posibilidades de tratamiento de los datos.

- Análisis diferencial
- Análisis acumulativo

En el análisis diferencial se especifica la fracción de la masa total que es retenido por el tamiz, a estas partículas se les adjudica un diámetro D_{pn} igual a la abertura

de la malla del tamiz. En el análisis acumulativo se suman acumulativamente los incrementos diferenciales individuales.

Otras técnicas aplicables para determinar el tamaño de las partículas son:

- Microscopia (1-100 μm)
- Sedimentación (>1 μm)
- Contador coulter (1-100 μm)
- Permeabilidad (> 1 μm)
- Dispersión luz (0.5-50 μm)

✓ **Forma de las partículas**

La forma de las partículas generalmente se estipula de forma esférica esta se define como el cociente entre el área de la superficie de la esfera del mismo volumen que la partícula y el área de la superficie de la partícula.

✓ **Porosidad mínima de fluidización ϵ_{mf} .**

La porosidad o fracción hueca de un lecho se define como relación entre el volumen de huecos y el volumen del lecho. La porosidad mínima es la correspondiente al inicio de la fluidificación verdadera, después de la expansión del lecho. Esta variable depende del tamaño y forma de las partículas, y en consecuencia del tipo de material.

Para partículas con tamaño comprendido entre 50 y 800 μm , puede utilizarse la ecuación empírica

$$\epsilon_{mf} = 1 - 0.356 (\log D_p - 1) \quad (1)$$

Donde

D_p : diámetro de la particular en μm .

✓ **Altura del lecho H_f .**

Una vez alcanzada la fluidificación, el aumento de la velocidad superficial del fluido provoca un aumento en la longitud y en la porosidad del lecho. Como el volumen que ocupan las partículas es independiente del proceso y permanece constante, se puede calcular la altura del lecho de la siguiente manera.

$$H_f = (\%exp + 1) H_p \quad (2)$$

Donde :

$\% exp$: porcentaje de expansión

H_p : espesor del lecho fijo

✓ **Velocidad mínima de fluidización V_{mf} .**

En la figura (4) se observa que aunque el paso de lecho estático a fluidizado no está claramente definido, puede suponerse que el inicio de la fluidización

corresponde al punto E, en el que no coexisten condiciones de lecho estático y fluidizado.

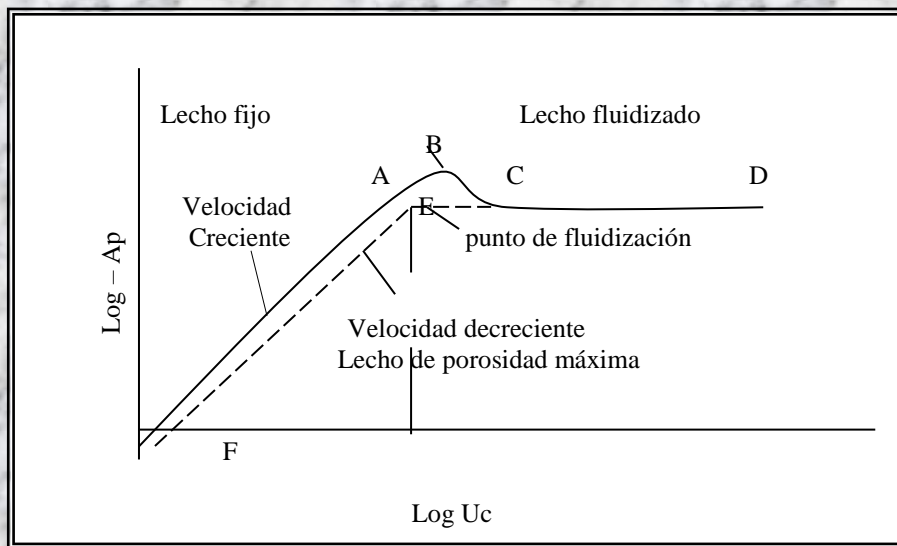


Figura 4 . Caída de presión en lecho fluidizado.

Si las partículas del lecho tienen diámetro pequeño, las condiciones del lecho estático corresponderán al régimen laminar, en la que predominan la fuerza de origen viscoso y queda descrito por la ecuación:

$$V_{mf} = g (P_p - P_l) (\epsilon_{mf})^3 S^2 d^2 / u_l (1 - \epsilon_{mf})^{144} \quad (3)$$

Donde:

g : aceleración de la gravedad.

P_p : densidad específica de la partícula .

P_l : densidad específica del líquido.

ϵ_{mf} : porosidad mínima de fluidización.

S : factor de forma.

D : diámetro de la partícula.

U_l : viscosidad del líquido.

Para unas condiciones dadas la velocidad mínima de fluidización depende únicamente del valor de la porosidad mínima de fluidización.

✓ **Expansión del lecho.**

Los sistemas fluidizados sólidos-líquidos se caracterizan por una expansión (de 40% - 100%). El límite superior de la fluidización se pierde con el inicio del arrastre de las partículas fuera del lecho, situación semejante a la de caída libre de las partículas.

✓ **Estratificación.**

La carga inicial de un lecho está formada por partículas no iguales, de acuerdo con una distribución de tamaño. Experimentalmente se demuestra que en lechos altos y a pesar del movimiento al azar de las partículas, en la parte superior del lecho se localiza una mayor concentración de partículas de menor diámetro. Este fenómeno recibe el nombre de estratificación o clasificación.

Esta estratificación va acompañada de una variación en la porosidad del lecho, que es más poroso en la parte alta que en la baja.

6.5.4 La biopelícula. Dado que todas las ventajas del digestor anaerobio de lecho fluidizado derivan de su capacidad para ofrecer un buen contacto entre las fases y retener un alto contenido de biomasa activa en el reactor, el conocimiento acerca de la concentración de biomasa y sus características es esencial para el desarrollo del diseño, la operación y el control del proceso.

6.5.5 Adhesión microbiana. La adherencia y fijación de los microorganismos sobre soportes inertes en medio acuoso es un fenómeno estudiado desde hace mucho tiempo.¹

Parece que esta fijación está precedida de una breve etapa de adsorción de moléculas orgánicas sobre el soporte², que constituye de hecho un acondicionamiento, que se conoce como fase de fijación de la película biológica³. La segunda fase, llamada activa, se puede dividir en dos etapas, la primera reversible y la segunda irreversible, que se diferencian según la unión se deba a fuerzas electrostáticas atractivas, del tipo Van der Waals, o haya una secreción de materia aglutinante y producción de exopolímeros que permiten una adherencia bacteriana sólida.

Characklis et col.(1980-82) dividen la fijación bacteriana en cinco etapas:

- a) Transporte y adsorción de moléculas orgánicas en la superficie del soporte.
- b) Transporte de las células microbianas a la superficie.
- c) Adhesión de microorganismos a la superficie.
- d) Transformaciones microbianas, crecimiento y producción de exopolímeros en la superficie.
- e) Desprendimiento parcial de la biopelícula, a una velocidad aproximadamente igual a la de crecimiento (estado estacionario).

¹ Zobell, 1937.

² Zobell 1937-43.

³ Fletcher, 1980.

Los tres primeros procesos son relativamente rápidos, pero desafortunadamente el cuarto proceso, el de crecimiento, ocurre bastante más lentamente en un sistema anaerobio.

Se han propuestos varios métodos para reducir el tiempo de arranque de un reactor anaerobio de película fija. Por ejemplo, la operación con cargas iniciales bajas, o el empleo de alimentaciones sintéticas en el arranque, reemplazadas de un modo gradual por el agua a tratar. El arranque con metanol como sustrato inicial⁴ puede favorecer el crecimiento de metanogénicas por ser la ruta del metanol más rápida que la del acetato. S.M. Stronach y col., 1987, señala que la adición de floculantes sintéticos, aunque promueve la adhesión microbiana, no está acompañada necesariamente de una evolución estable de la película, dado que puede conducir a poblaciones que no se encuentren bien adaptadas.

A pesar de que en los últimos años se ha progresado bastante en el conocimiento de las bases microbiológicas y bioquímicas de la inmovilización de biomasa anaerobia, el conocimiento de arranque de estos reactores sigue siendo más empírico que racional.

De acuerdo con la literatura, parece que la flora bacteriana que compone la biopelícula, depende de una serie de factores, en particular se cita:

⁴ Bull et al., 1983; Stephenson and Lester, 1986; Tait and Fiedman, 1980.

- a) La naturaleza del sustrato, según sea “fácil o difícilmente” biodegradable. En presencia de glucosa, las biopelículas están compuestas esencialmente por microorganismos heterótrofos, dominados esencialmente por los hongos⁵.
- b) La concentración del sustrato o la carga orgánica, que condiciona, particularmente, la presencia o ausencia de bacterias filamentosas⁶.
- c) Los mecanismos difusionales resultantes de las condiciones físicas reinantes en el medio⁷.
- d) El tipo y naturaleza de la superficie del soporte. Algunas especies microbianas pueden tener una imorte afinidad por determinadas superficies⁸.

Debe considerarse como factor regulador de la adhesión a superficies inorgánicas la saturación iónica de los puntos de anclaje.

La posible interacción entre el material soporte y las bacterias anaerobias es un puntos discutido. J. A. Fiestas y col. (1986) señalan que los silicatos inhiben el crecimiento de sulfobacterias, quizás porque eliminan por adsorción el H₂ formado por las bacterias acidogénicas, lo que facilita la formación de ácido acético. Por otra parte, para J. J. Heijuen (1984), la adhesión es debida principalmente al llamado glycocalix, lo que hace inespecífica a la superficie de adherencia.

⁵ Sanders, 1986; Tomlinson, Dorothy and Snaddon, 1987.

⁶ Characklis, Trulear, Zilver, 1980-1982.

⁷ Bungay, 1989; Alleman el Veil, 1981.

⁸ Daniell, 1987; Bories and Verier, 1982.

La técnica más apropiada para la observación de la estructura del biofilm está basada en la utilización del microscopio electrónico de barrido.

6.5.6 Concentración de biomasa en el lecho fluidizado. En el estudio de la velocidad de degradación de la materia orgánica, se admite, generalmente, que la reacción es de primer orden respecto a la concentración de biomasa, por lo que este parámetro será de gran importancia ante cualquier determinación cinética. Por ello, se han desarrollado una serie de técnicas analíticas y modelos de predicción, que permiten evaluar la concentración de la materia viva dentro del reactor.

La concentración de biomasa se suele identificar con la concentración de sólidos adheridos volátiles, a pesar de que en los sólidos volátiles se incluyen tanto los organismos vivos como los no vivos, y dentro de los primeros se consideran tanto los que son activos como los que no lo son.

6.5.7 Espesor de biopelícula. Íntimamente relacionado con la concentración de biomasa se encuentra el espesor de la biopelícula, parámetro que no sólo está relacionado con el crecimiento biológico sino que también incide en el comportamiento hidrodinámico. Para impedir que la densidad global de la biopartícula pueda disminuir hasta un punto en el que sería arrastrada por el fluido, puede ser necesario limitar el grosor de la biopelícula, como propone W.K. Shieh (1981).

En el desarrollo de los métodos que permiten determinar el espesor de película, se admiten las siguientes suposiciones:

- Soporte esférico de diámetro medio D_p .
- Biofilm homogéneo de espesor uniforme, b .

Las técnicas de evaluación de este espesor son muy diversas y a menudo ambiguas. Por otra parte, el acondicionamiento de la muestra puede modificar considerablemente las medidas, por ejemplo, la estructura real de un biofilm en fase acuosa es totalmente diferente de su estructura en la atmósfera en la que se deshidrata.

Sanders (1967), Trulear y Characklis (1980) y Juchang Huang (1985) miden este espesor por diferencia de focalización al microscopio entre el biofilm y el soporte, cuando la muestra se deja deshidratar al aire libre entre 1 y 5 minutos.

Kornegay y Andrews (1968) Williamson y MacCarty (1976) y LaMota (1976) utilizan un micrómetro ocular, sin embargo la deshidratación de la muestra no es controlada.

Kristensen y Christensen (1982) utilizan fotografías tomadas con el microscopio de muestras congeladas a 25°C conservadas en formaldehído (3%).

Hohn y Ray (1973) y Norman (1977) utilizan una varilla de penetración, la deshidratación de la muestra no es controlada, pero siempre el tiempo de exposición a la atmósfera es menor de 15 minutos.

Grasmick (1982) utiliza un microscopio estereoscópico equipado con un micrómetro, efectuando la medida con la muestra en inmersión.

Shen y Sutton (1981) determinan el espesor de la película como diferencia entre las medidas de los diámetros medios determinados a partir de microfotografías, o directamente con el microscopio ocular, de una muestra de partículas antes y después de pasarse por la mufla.

Schraa y Jewell (1984) determinan el grosor de la biopelícula con un microscopio óptico equipado con un ocular calibrado, el límite del soporte lo distingue claramente debido a la relativa transparencia de la película microbiana.

La calidad del espesor de película como parámetro cuantitativo es puesto en duda por R. Belkhadir (1986), que tras la observación de biofilms al microscopio electrónico, concluye que su espesor no es más que un parámetro cualitativo en el caso de una estructura no filamentosa, (característico de los biofilm anaerobios), y que en el caso contrario (por ejemplo, biofilms aerobios), ni siquiera es posible hablar de espesor, en cuanto que la superficie externa está constituida por una serie de protuberancias de tipo filamentoso en movimiento en la fase líquida. Switzenbaum y Eimstad (1987) observan como los límites de las películas biológicas son completamente desiguales, contienen muchos agujeros y canales,

por lo que también señalan que muchos de los modelos de película homogénea pueden ser erróneos.

Wang, Suidan y Rttmann (1986) con la ayuda de un microscopio electrónico observan como, cuando la velocidad de carga orgánica es baja, las bacterias están distribuidas de un modo totalmente disperso, recubriendo sólo una pequeña fracción de la superficie de las partículas de carbono activo.

Otros métodos determina más exactamente la actividad microbiana en el biofilm. Corpe (1973), Corteston y Colwell (1979) y Gerchakov, cuantifican las células vivas por enumeración. Grecsey (1978) y Trulear (1981) utilizan la epifluorescencia microscópica. LaMota (1976), Bobbie (1979) y Little u Lavose (1979) determinan la concentración de ATP como constituyente fundamental de la cédula que desaparece inmediatamente cuando ésta muere, por extracción con dimetilsulfóxido, DMSO. Dexter (1975) y Watson (1979) determinan el espesor del biofilm indirectamente a través de la concentración de exopolímeros.

G. Andrews (1982) propone un modelo matemático para el diseño y optimización de fermentadores de lecho fluidizado, en el que no es necesario el tamaño de la biopartícula como parámetro de entrada, incluso lo predice como consecuencia del proceso por el que el reactor alcanza el estado estacionario. Para ello, admiten que la profundidad activa, aquella a la que penetra el sustrato, es mucho menor que el grosor de la película.

Sin embargo, en el modelo de G. Andrews, intervienen tal cantidad de parámetros, que su aplicación sería poco más que un ejercicio académico en la selección de los más adecuados.

La separación de la biopelícula puede ser debida a fuerzas de cizalladura, agotamiento del sustrato o de los nutrientes en su interior, muerte de células o abrasión mecánica.

S.M. Stronach sugiere que en un digestor anaerobio de lecho fluidizado cuyo soporte es arena de 0.22 mm de diámetro, el desprendimiento de la biopelícula excederá a la deposición cuando la expansión supera el 25% debido al esfuerzo de cizalladura en la interfaz fluido-biopelícula.

Para Shui y col (1985), el control de la concentración de biomasa se produce de modo automático, por efecto del metano naciente. Este forma pequeñas burbujas en el interior del biofilm pudiendo provocar el desprendimiento de una parte del mismo, eliminando la necesidad de un lavado intencionado de biomasa del interior del reactor.

Por otra parte, Shieh y Sutton (1981) proponen el control del lecho a una altura determinada, de modo que cuando excede el nivel prescrito, una fracción del lecho debe ser separada mecánicamente, la biomasa es lavada como fango en exceso y el soporte es devuelto al reactor para que sea recolonizado.

6.5.8 Cinética. El conocimiento de la evolución cinética es esencial para el diseño y operación de un sistema biológico de tratamiento de aguas, para predecir tanto la calidad del efluente, como la estabilidad del reactor.

Es recomendable referir los parámetros cinéticos de un sistema biológico a determinado tipo de reactor, incluso aquellos que, en principio, pueden ser considerados como independientes del modo de flujo del fluido. La relación entre el tipo de bioreactor y la evolución de la reacción de un sustrato complejo por una población bacteriana heterogénea, ha sido observada por Tucek and Chudoba (1969). Se ha comprobado experimentalmente que la composición del fango es diferente dependiendo del tipo de reactor, incluso para una misma concentración de sustrato.⁹

Para explicar este resultado se pueden comparar los reactores de mezcla completa y de flujo de pistón, como ejemplos límites. En el PFR los compuestos fácilmente biodegradables serán eliminados en la primera zona, mientras el sustrato más difícil de degradar lo hará al final del mismo. En cambio, en un CSTR, la eliminación de los diferentes tipos de sustrato seguirá un camino paralelo, lo que significa una menor adaptación de las colonias de biomasa.

El digestor anaerobio de lecho fluidizado se puede considerar como un reactor catalítico heterogéneo, por lo que en el estudio cinético debe tenerse en cuenta:

⁹ Moser, 1977; Murphy, 1971.

- a) Transporte externo, en la película líquida laminar.
- b) Transporte interno, en el interior de la biopelícula.
- c) Reacción.

6.5.9 Transporte externo. En la bibliografía revisada se acepta siempre que la resistencia al transporte externo es despreciable, o lo que es lo mismo, que el coeficiente de transferencia de materia es muy elevado, para lechos fluidizados. La aplicación de las ecuaciones de variación a la situación típica de un lecho fluidizado, indica que el transporte externo no es etapa controlante.

6.5.10 Transporte interno. Respecto al transporte interno no hay uniformidad de criterios.

6.5.11 Reacción. Respecto a la etapa de reacción es generalmente aceptado que la velocidad de reacción intrínseca verifica una ecuación de la forma de Monod:

$$r_{su} = r_{max} \cdot s / (K_M + s) \quad (4)$$

Yang (1987) introduce además un término de inhibición.

$$r_{su} = r_{max} \cdot s / (K_s + s + s^2/K_i) \quad (5)$$

Chen y Hashimoto (1980) utilizan una ecuación cinética del tipo Contois, para el tratamiento aerobio y anaerobio de residuos orgánicos:

$$\mu = \mu_m \cdot s / (B \cdot M + s) \quad (6)$$

en la que B es un parámetro cinético y M la concentración celular. Consideran que la ecuación de Monod es inadecuada en cuanto que es independiente de la concentración de sustrato en el influente. Para un reactor de mezcla completa obtienen:

$$\mu / \mu_m = (s / s_0) / (K + (1 - K) \cdot (s / s_0)) \quad (7)$$

Donde K es el producto del parámetro cinético B por el coeficiente de rendimiento celular y (masa celular / masa del sustrato).

Para un reactor en el que la biomasa se encuentre fija, como el lecho fluidizado, para el que se puede admitir que el tiempo de retención celular tiende a infinito se obtiene:

$$\mu / \mu_m = (s / s_0) \cdot \text{THR} / (K^I (1 - (s / s_0)) + \text{THR} \cdot (s / s_0)) \quad (8)$$

Donde: $K^I = B \cdot Y / K_d$.

Shieh y Mulcahy presentan un modelo matemático para el reactor biológico de lecho fluidizado, en el que suponen que la reacción intrínseca es de orden 0 en la concentración de sustrato. Belkhadir admite también una cinética de orden cero en su estudio crítico de la difusión en el interior del biofilm, justificada en cuanto que la resolución analítica de las ecuaciones en las que se introducen cinéticas intrínsecas más complejas es casi imposible.

K. L. Murphy (1971) utiliza una ecuación potencial para la velocidad de separación del sustrato en un proceso de fangos activados:

$$r = -K \cdot c^a \quad (9)$$

Como sistema en el que un cultivo heterogéneo de microorganismos crece en un medio en el que existe una variedad de sustratos.

6.6 VARIABLES DE DISEÑO

De acuerdo con el esquema de la figura 5, el Reactor Anaerobio de Lecho Fluidizado, es un reactor trifásico gas-líquido-sólido, en el que las biopartículas, (soporte - inerte + biomasa inmovilizada) son fluidizadas por el flujo ascendente de la corriente líquida formada por la recirculación y el influente a tratar. El gas producido (CH_4 y CO_2), y el efluente tratado abandonan el reactor por la parte superior. Puede resultar conveniente instalar sistemas de separación gas-líquido-sólido.

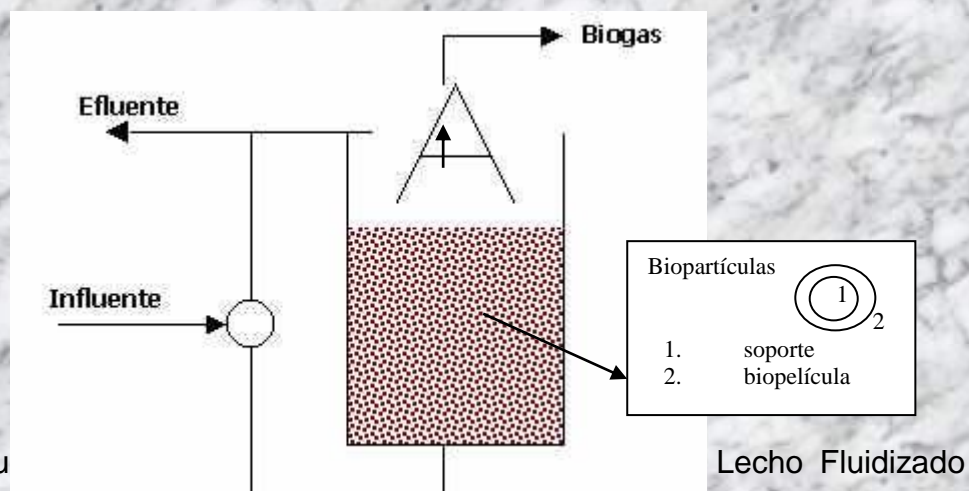


Figura 5. Esqu

(RALF).

Para diseñar un reactor biológico es necesario disponer de datos de tipo cinético y de tipo hidráulico. En último término y como base real de trabajo es necesario recurrir a experimentación para, en condiciones semejantes a las de operación, caracterizar los parámetros cinéticos o al menos fijar el tiempo hidráulico de residencia (Θ), como parámetro de diseño.

Centrándonos en el comportamiento hidrodinámico del sistema es preciso señalar que las partículas que forman el lecho fluidizado, tienen un comportamiento típicamente no estacionario. Al arrancar el reactor el lecho está formado por partículas de material inerte, con características físico-químicas seleccionables por el diseñador. A medida que los microorganismos se adhieren a la superficie, la densidad, tamaño y forma de las partículas evolucionan, obligando a modificar las condiciones de operación. Por otra parte, en la fase de arranque el reactor es un sistema bifásico sólido-líquido, a medida que se desarrolla actividad microbiana en el reactor se produce gas, de forma que un reactor maduro es un sistema trifásico sólido-líquido-gas.

La estrategia de diseño simplificado que se propone, se base en calcular el reactor considerando las partículas iniciales del material soporte fluidizadas por el líquido, y posteriormente corregir los efectos de la biopelícula y del biogás.

A continuación, se discute la influencia de las variables más significativas.

6.6.1 Material de soporte. La naturaleza química del soporte puede jugar un papel muy importante en la etapa de colonización y determinar condiciones más o menos favorables para las diferentes especies de microorganismos. Una elección adecuada puede condicionar la fase de arranque.

6.6.2 Densidad. La densidad de las partículas (p_p) interviene en todas las ecuaciones de cálculo de las variables hidrodinámicas y está directamente relacionada con el consumo energético. La velocidad mínima de fluidización es un parámetro clave en el diseño de sistemas fluidizados, por ser la velocidad por debajo de la cual el lecho permanece fijo.

Es una variable difícilmente manipulable, que para soportes inorgánicos naturales está fijada por la naturaleza del material.

6.6.3 Tamaño. El tamaño de las partículas puede ser seleccionado por el diseñador y constituye la primera variable con la que se debe jugar. Como primera aproximación, el tamaño puede asimilarse al diámetro de la esfera que tenga el mismo volumen. partícula), es una variable de difícil cuantificación experimental en los RALF, tanto para el soporte, debido a su origen natural, muchas veces poroso,

como para las biopartículas, por la difícil manipulación de sólidos recubiertos por una película viva gelatinosa y húmeda.

Por ello a pesar de su influencia en el cálculo de las variables de fluidización, frecuentemente es tanteada, o se admite un valor típico, entorno a 0.75.

Con el fin de determinar el diámetro de partícula, muchas veces se admite que la forma de estas es una elipsoide de sección circular en su eje menor.

Aunque por simplicidad se suele admitir que la esfericidad de las partículas no varia con la formación de la biopelícula, es evidente que ésta aumenta dado que la biopelícula tiende en principio a ocupar los huecos que quedan en la partícula, en los que son menores las fuerzas de cizalladura y luego tiende a la forma que ofrece una resistencia mínima al paso de fluido, la esfera.

6.6.5 Hidrodinámica de la fluidización. La variable características de un sistema fluidizado sólido-líquido, es la velocidad superficial, V_s , definida como velocidad lineal, $m^3/(m^2.h)$, del fluido para conseguir una determinada expansión. Este tipo de sistemas se caracterizan por una expansión regular, y la mayoría de las teorías desarrolladas consideran que la interacción partícula-fluido en fluidización es semejante a la que tiene lugar en el proceso de sedimentación de las partículas.

En la práctica resulta recomendable calcular experimentalmente los valores de V_t y n , a partir de experiencias de laboratorio sencillas, que permiten relacionar la altura del lecho y la velocidad superficial. Con los valores experimentales de los parámetros de la ecuación de Richardson-Zaki, el comportamiento de lecho

fluidizado queda mejor descrito que a partir de valores calculados mediante las ecuaciones anteriores.

La velocidad superficial del líquido aumenta al aumentar el porcentaje de expansión con que se desee trabajar.

En principio parece adecuado seleccionar valores del porcentaje de expansión. No existe evidencia experimental clara que relacione la expansión del lecho con el rendimiento de depuración. Los valores típicos de operación fluctúan entre el 40% y el 100%.

6.6.6 Dimensionado del reactor. Sin entrar en consideraciones cinéticas rigurosas, puede suponerse que el tiempo hidráulico de residencia es suficiente para alcanzar el rendimiento de depuración. Imponiendo, además, geometría cilíndrica podemos escribir:

$$\Theta = V/Q \quad (10)$$

$$V = (\pi/4) \cdot d^2 \cdot H \quad (11)$$

$$u \cdot (\pi/4) \cdot d^2 = Q \cdot (1+R) \quad (12)$$

Donde Θ = Tiempo hidráulico de residencia.

V = Volumen del reactor.

d = Diámetro del reactor.

H = Altura del reactor.

Q = Caudal de alimentación.

- u = Velocidad superficial del líquido.
- R = Relación de recirculación.

Para un caudal de alimentación determinado el volumen de reactor queda fijado por la ecuación 10. La altura y el diámetro se relacionan mediante la ecuación 11. La relación de recirculación depende de las dimensiones del reactor en la forma indicada en la ecuación 12.

A continuación se introducen como parámetros la velocidad volumétrica de carga máxima ($B_{v,max}$), que, o bien se pueden considerar características del tipo de reactor, en nuestro caso, para lechos fluidizados se pueden aceptar valores de $B_{v,max}$ 20- 40 Kg DQO/m³.d, o preferiblemente se obtendrán de ensayos en el laboratorio.

A partir de la velocidad volumétrica de flujo, la carga orgánica y de la velocidad de carga orgánica máxima tolerada, se puede determinar el volumen del lecho fijo.

$$V_l = Q \cdot DQO / B_{v,max} \quad (13)$$

Aunque existen discrepancias, podemos admitir que no existe evidencia experimental clara que relacione la expansión del lecho con el rendimiento de depuración.

Por lo tanto, parece adecuado seleccionar valores moderados de porcentaje de expansión, entre el 40% y el 100%, dado que valores inferiores pueden presentar problemas de retención de burbujas gaseosas, como un lecho fijo, y valores superiores ofrecen el inconveniente de necesitar relaciones de recirculación mayores, así como un posible efecto destructivo de la biopelícula, debido al aumento de las fuerzas de cizalla.

Por lo tanto elegido el valor para el porcentaje de expansión quedará el volumen del reactor,

$$V_{\text{reactor}} = V_I (1 + (\% \text{exp} / 100)) \quad (14)$$

Utilizando como criterio de selección el coste energético, para unas condiciones de operación dadas, la potencia de la bomba de recirculación es el factor controlante. Las pérdidas de carga a considerar proceden fundamentalmente del sistema de distribución y del propio lecho. La ecuación 15 recoge este planteamiento:

$$w_R = (\Sigma h).Q. (1+R).g \quad (15)$$

Donde w_R = Potencia bomba recirculación.

h = Pérdida de carga.

En consecuencia, resulta adecuado seleccionar torres esbeltas, cuya altura estará fijada por limitaciones de tipo técnico y de operación ($H < 20$ m). En estas

condiciones las relaciones de recirculación son bajas y el consumo energético moderado.

Sobre esta base puede realizarse una optimización rigurosa fijando como función objetivo los costes totales inmovilizado + operación.

6.7 VARIABLES DE OPERACIÓN

A medida que la biopelícula crezca alrededor de la película de soporte, tanto la densidad como el diámetro de la partícula se irán modificando en el tiempo.

La densidad de partícula se verá afectada por el crecimiento de la biopelícula de acuerdo con:

$$P_p = p_{bw} + (p_s - p_{bw}) \cdot (d_s / (d_s + 2\delta))^3 \quad (16)$$

Donde p_{bw} es la densidad de la biopelícula húmeda, que será muy próxima a la densidad del agua, ya que está constituida en su mayor parte por esta. Hermanowicz y Ganczarczyk obtienen un valor de 1.14 g/cm^3 .

El espesor de película está relacionado con la concentración de sólidos volátiles en el lecho según la ecuación:

$$SV_{adh} = \frac{m_{sol. vol. Adh.}}{V} = p_{bw} \cdot (1-p) \cdot (1-E_{mf}) \cdot V = \frac{vol. pel}{V} \quad (17)$$

vol. Lecho fijo

vol . part.

Dado que la relación (vol. Pel.) / (vol. Part.) es igual para el lecho que para una partícula:

$$S_{Vadh} = p_{bw} \cdot (1-p) \cdot (1-E_{mf}) \cdot \left[1 - \left(\frac{d_s}{d_s + 2\delta} \right)^3 \right] \quad (18)$$

Luego a partir de la concentración de sólidos volátiles se puede obtener el espesor de película.

$$\delta = d_s/2 \left\{ \left[1 - S_{Vadh} / (p_{bw} \cdot (1-p) \cdot (1-E_{mf})) \right]^{-1/3} - 1 \right\} \quad (19)$$

Siempre que se conozca la densidad de la película húmeda y la humedad de la biopelícula. Así como para el primer término, p_{bw} , se puede admitir sin cometer gran error que su valor es igual al del agua, una pequeña variación en el contenido de agua de la biopelícula, p , da lugar a diferencias significativas en el espesor de película teórico. Según Shieh este factor depende de las características del agua a tratar y de la población microbiana que se encuentra en el sistema. Evidentemente, es un parámetro que el diseñador no puede controlar.

Por último debe considerarse el efecto de la aparición de la fase gaseosa sobre la expansión del lecho. Aparte de las correlaciones puramente empíricas, se han propuesto una serie de modelos matemáticos para la fluidización trifásica. Sin embargo, estos modelos requieren, generalmente, información del tamaño y

velocidad ascensional de las burbujas, cuya medida experimental no es posible o extremadamente sofisticada y aproximada.

Khang, Schwartz y Buttke han desarrollado un modelo práctico para la fluidización trifásica, según el cual, el lecho está dividido en tres regiones: burbuja, estela y región fluidizada, de las que las dos últimas son regiones de 2 fases, líquido-sólido. A diferencia de otros modelos de estela, admiten que los sólidos en esta región tienen una velocidad u_t relativa al líquido que los rodea.

Para la región fluidizada admiten la correlación de Richardson-Zaki:

$$u''_{1-c}/u_t = (E''_1)^n \quad (20)$$

en la que u''_{1-c} es la velocidad lineal del líquido respecto de los sólidos y E''_1 es la fracción líquida de la zona fluidizada.

Admitiendo, tanto para la fracción de volumen de estela como para la fracción de volumen de burbuja, ecuaciones empíricas, calculan la fracción de volumen de los sólidos en el lecho trifásico, y por lo tanto indirectamente la expansión del lecho. En la práctica para partículas pequeñas el efecto del gas se manifiesta comprimiendo el lecho.

A pesar de que en un RALF el gas se genera en el interior del reactor, y por lo tanto su flujo aumenta al ascender en el lecho, utilizaremos el modelo propuesto

por Khang y col. para cuantificar el efecto de la fase gaseosa sobre la expansión del lecho.

Con estas bases se propone el control de la expansión a través de la relación de recirculación, para compensar los efectos de la formación de la biopelícula y producción de biogás. El RALF será diseñado para operar en un intervalo que abarque desde el soporte desnudo hasta el lecho trifásico formado por partículas recubiertas por una película biológica, trabajando con la velocidad de carga orgánica máxima de diseño.

6.8 COMPOSICIÓN DE LAS AGUAS RESIDUALES DE LA INDUSTRIA DE DESTILERÍAS.

DBO ₅	=	1700 mg/l
DQO	=	2000 mg/l
SS	=	90 mg/l
ST	=	185 mg/l
pH	=	4-6 U

6.8.1 Parámetros significativos en las aguas residuales en la industria de destilería:

PARAMETOS MAS SIGNIFICATIVOS	PARAMETOS ADICIONALES
DBO ₅ pH Sólidos en suspensión Sólidos sedimentables Coliformes totales Aceites y grasas Materia toxica	Nitrógeno Fósforo Temperatura Sólidos disueltos totales Color Turbiedad Espumas

Fuente: Baez Noguera Jorge

Con este desarrollo, se plantean las siguientes hipótesis del trabajo:

1. Se obtendrá una buena eficiencia con el empleo del reactor anaerobio de lecho fluidizado?
2. Será viable desde el punto de vista económico la implementación del reactor anaerobio de lecho fluidizado con respecto a otros sistemas?
3. Los problemas de alta carga orgánica de las aguas residuales complejas en las industrias se resolverán con la implementación del reactor anaerobio de lecho fluidizado?

6.9 OPERACIONALIZACIÓN DE VARIABLES.

1. HIPOTESIS

vARIABLE INDEPENDIENTE	SUBDIMENSIONES	INDICADORES
1.1 Reactor Anaerobio de Lechos Fluidizado.	Sistemas de tratamientos anaerobios de las aguas residuales.	<ul style="list-style-type: none">• Reactor anaerobio de lecho fijo.• Digestor anaerobio.• Filtro Anaerobio.• Reactor UASP.• Reactor de lecho expandido.
VARIABLE DEPENDIENTE		
1.2 Buena eficiencia.	Grado de remoción	<ul style="list-style-type: none">• % de remoción de DBO o DQO.• % de remoción de sólidos suspendidos.

2. HIPOTESIS.

VARIABLE INDEPENDIENTE	SUBDIMENSIONES	INDICADORES
2.1 Reactor Anaerobio de Lechos Fluidizados.	Sistemas de tratamientos anaerobios de aguas residuales	<ul style="list-style-type: none"> • Filtro anaerobio. • Reactor anaerobio de lecho fijo. • Reactor UASb. • Sistema anaerobio de lecho móvil expandido.
2.1.1 Otros sistemas.	Sistemas de tratamientos de aguas residuales.	<ul style="list-style-type: none"> • Reactor UASb. • Biodisco. • Filtro Anaerobio. • Filtro percolador. • Lodos activados • Lagunas de oxidación.
VARIABLE DEPENDIENTE		
2.2 Punto de vista económico	Precio	Diseño, construcción y montaje del reactor. Área del terreno. Operación del sistema. Necesidades energeticas.

3. HIPOTESIS.

VARIABLE INDEPENDIENTE	SUBDIMENSIONES	INDICADORES
3.1 Reactor Anaerobio de Lechos Fluidizados.	Sistemas de tratamiento anaerobio de aguas residuales.	<ul style="list-style-type: none"> • Reactor UASB. • Reactor de lecho movil expandido. • Filtro anaerobio. • Reactor anaerobio de lecho fijo.
VARIABLE DEPENDIENTE		
3.2 Alta carga orgánica de las aguas residuales complejas en las industrias.	Carga orgánica	<ul style="list-style-type: none"> • Cantidad de DBO o DQO. • Cantidad de microorganismo • Cantidad de biomasa.

7. CLASE DE INVESTIGACION

Según el análisis y alcances de resultados tratados en el manual de metodología (Gustavo Vergel Cabrales) consideramos que nuestro trabajo de grado es explicativo, ya que tiene como objetivos determinar los orígenes o causas de un determinado conjunto de fenómenos.

8. DISEÑO METODOLOGICO

Para la realización del proyecto se tuvo en cuenta las siguientes etapas:

1. Revisión bibliografica y recopilación de datos e información.
2. Después de haber hecho la respectiva revisión bibliografica, se opto por escoger las características del agua residual industrial que para nuestro caso el tipo de industria seleccionada fue la de destilerias.
3. Teniendo las caracterización del agua residual a tratar, se seleccionaron los parámetros y ecuaciones de diseño del reactor de lechos fluidizados.
4. Una vez seleccionada las ecuaciones de diseño se realizo el respectivo esquema temático, el cual contiene el diseño del reactor de lechos fluidizados.

9. DISEÑO DEL REACTOR DE LECHOS FLUIDIZADOS

- ✓ Q diseño: 0.3 l/s, 25.92 m³/d
- ✓ DQO : 2000 mg / l
- ✓ T_{min} : 20°C
- ✓ Viscosidad del agua a 20°C: 0.01010 cm²/s
- ✓ v_{,max} : 20 kg DQO / m³. d

CARACTERÍSTICAS DEL LECHO

- ✓ Material de soporte: carbón activado granular
- ✓ Diámetro de la partícula : 0.7 mm 700 μm
- ✓ Factor de forma S : 1.5
- ✓ Densidad específica P_p : 1.4

1. Porosidad mínima de fluidización ϵ_{mf} .

Se calcula mediante la ecuación (1)

$$\epsilon_{mf} = 1 - 0.365 (\log 700 - 1)$$

$$\epsilon_{mf} = 0.34$$

2. Altura del lecho H_f.

Para determinar la altura del lecho una vez alcanzada la fluidificación, elegimos el porcentaje de expansión cuyo rangos deben estar entre (40% - 100%)

% exp : 90%

altura del lecho fijo H_p : 90 cm (asumida)

Soporte	Espesor
Carbón granular	30 – 100 cm

fuelle: Álvaro Orozco

según ecuación (2) tenemos:

$$H_f = (0.90 + 1) 0.90 \text{ m}$$

$$H_f = 1.71 \text{ m}$$

se calculan las perdidas en el lecho según la siguiente ecuación:

$$h = H_f (1 - \epsilon_{mf}) (P_p - 1)$$

donde:

h : perdidas en el lecho

P_p : densidad específica de la partícula.

$$h = 1.71 \cdot (1 - 0.34) \cdot (1.4 - 1)$$

$$h = 0.45 \text{ m}$$

3. Velocidad mínima de fluidización V_{mf} .

Se calcula mediante Ecuación 3.

$$V_{mf} = (980 \text{ cm/s}^2 (1.4 - 1) \cdot 0.34^3 \cdot 0.07^2 \text{ cm} \cdot 1.5^2) / (0.01010 \cdot (1 - 0.34)^{144})$$

$$V_{mf} = 0.18 \text{ cm/s}$$

4. Velocidad de fluidización Vf.

Se calcula mediante la formula de Lewis, Gilliland y Baurd.

$$V_f = \% \exp^{2.82} V_s$$

Donde:

%exp: porcentaje de expansión

Vs : Velocidad de sedimentación o caída libre determinada por la ec de Stokes.

$$V_s = (g/18) (P_p - 1) d^2 / \mu$$

$$V_s = 980/18 ((1.4 - 1) 0.07^2) / 0.01010$$

$$V_s = 1.056 \text{ cm/s}$$

$$V_f = 0.9^{2.82} * 1.056$$

$$V_f = 0.78 \text{ cm/s}$$

5. Volumen del lecho fijo.

Teniendo en cuenta la ecuación 13 hallamos:

$$V_l = (25.92 \text{ m}^3/\text{d} * 2.0 \text{ kg DQO} / \text{m}^3) / 20 \text{ kg DQO} / \text{m}^3 \cdot \text{d}$$

$$V_l = 2.59 \text{ m}^3$$

6. volumen del reactor

ecuación 14.

$$V_{\text{reactor}} = 2.59 \text{ m}^3 (1 + (90/100))$$

$$V_{\text{reactor}} = 4.921 \text{ m}^3, 4921 \text{ lts}$$

7. Area del reactor.

$$A = V_{\text{reactor}} / H_f$$

$$A = 4.921 \text{ m}^3 / 1.71 \text{ m}$$

$$A = 2.877 \text{ m}^2$$

8. Dimensiones del reactor. Imponiendo geometría cilíndrica.

$$H = 1.71 \text{ m}$$

$$D = \sqrt{4A / \pi} = \sqrt{4(2.877) / \pi}$$

$$D = 1.91 \text{ m}$$

9. tiempo de detención neto Θ .

se calcula mediante la ecuación 10

$$\Theta = 4921 \text{ lt} / 0.3 \text{ lt/s}$$

$$\Theta = 16410 \text{ s}, 4.56 \text{ horas}$$

10. Rata de flujo en el reactor.

$$R_{fr} = Q / A_r$$

Donde.

R_{fr} : rata de flujo en el reactor.

Q : Caudal de diseño

A_r : Area requerida del lecho

$$R_{fr} = 0.3 \text{ lt/s} / 2.877 \text{ m}^2$$

$$R_{fr} = 0.104 \text{ lt/m}^2/\text{s}$$

11. Potencia de la bomba.

$$H_p = Q \text{ HDT} / 76 \eta$$

Donde.

HDT : altura dinámica total

η : eficiencia de la bomba 80%.

$$\text{HDT} = h_l + h_m + 0.20(h + h_m)$$

Donde

h_m : pérdidas por tubería y accesorio 0.30 m

h_l : pérdida en el lecho expandido 0.45 m

$$\text{HDT} = 0.9 \text{ m} \quad \text{HDT} = 0.9 \text{ m}$$

$$H_p = \frac{1}{2} H_p$$

12. Aire requerido.

Para calcular el aire requerido o el caudal de aire, suponiendo una eficiencia masiva de aire de 23.2%, una eficiencia de aire del 23.2% y la densidad del aire a 20°C de 1.2 Kg/m³.

Tenemos.

$$A_{\text{req}} = C_o / (\eta_{ta} * C_a * D_a)$$

Donde.

C_o : consumo de oxígeno

η_{ta} : eficiencia de transferencia de oxígeno

Ca : concentración masiva de aire

Da : densidad del aire

$$Co = Q * DQO$$

$$Co = 51.84 \text{ Kg / d}$$

$$A_{req} = 1862.07 \text{ m}^3/\text{d}$$

13. Caudal masivo de aire ω .

$$\omega = A_{req} * Da$$

$$\omega = 0.00186 \text{ m}^3/\text{s} * 1.2 \text{ Kg/m}^3$$

$$\omega = 0.00223 \text{ Kg/s}$$

14. potencia del compresor Pc.

$$Pc = ((\omega R Ti) / (8.41 E)) * ((p_2/p_1)^{0.283} - 1)$$

Donde.

R : constante de gases para aire 8.314 Kj/ k° mol

Ti : temperatura absoluta de entrada 293°K

p1 : presión absoluta de entrada, atm

p2 : presión absoluta de salida, atm

E : eficiencia del compresor 80%

La relación p_2/p_1 debe comprender entre (1.1-3 atm), nosotros asumiremos esta relación 2 atm.

$P_c = 0.214 \text{ KW.}$

10.1 TRATAMIENTO PRELIMINAR.

Los tratamientos preliminares, aunque no reflejan un proceso en sí, sirven para aumentar la efectividad de los tratamientos secundarios. Ya que las aguas residuales, son muy variables en su flujo, contienen objetos que dificultan la operación de las plantas de tratamientos, contienen pH bajos o altos.

Teniendo en cuenta la caracterización de nuestra agua a tratar se nos hace procedente aplicar estos tratamientos preliminares.

✓ Rejillas.

Las rejillas son uno de los métodos más elementales para remover material contaminante gruesos de las aguas residuales, siendo su principal objetivo el de retener basura, material sólido grueso y en general todos aquellos desperdicios que presentan peligro para la operación correcta de válvulas, aireadores, bombas, etc.

✓ Neutralización.

La neutralización no tiene una aplicación directa en el tratamiento de las aguas residuales. El pH óptimo para el tratamiento de lecho fluidizado debe oscilar entre 6,7 - 7,2. el agua a tratar contiene concentración de pH con rangos de 4 – 6 siendo necesario neutralizarlo. Para obtener el pH requerido por nuestro sistema de

tratamiento neutralizaremos el pH con solución de cal en un dosificador que será instalado en el tanque de almacenamiento.

10. RECURSOS DISPONIBLES

10.1 RECURSOS HUMANOS

- Asesor técnico.

Ing. Diana Mosquera.

- **Asesor metodológico.**

Ing. Juan Pablo Rodríguez.

10.2 RECURSOS MATERIALES.

- Internet.
- Computador.
- Biblioteca.
- Revistas.
- Papelería.
- Fotocopiadora.

10.3 RECURSOS LOGISTICOS.

- La institución, (Corporación Universitaria de la costa).
- Laboratorios.

CONCLUSIONES

Una planta de tratamiento económica, eficaz, y pequeña ha sido el desafío para los muchos ingenieros químicos y ambientales durante las últimas seis décadas.

Los reactores de lechos fluidizados son una contestación buena a este desafío. Con volúmenes pequeños del reactor y sin requisitos de terrenos amplios para las plantas del tratamiento confirman la eficacia para el tratamiento de las aguas residuales tanto industriales como domesticas.

1. las plantas de tratamientos con lechos fluidizados, para el tratamiento de las aguas residuales industrial, pueden ser pequeña con volúmenes de 60 m^3 . Los lechos fluidizados se consideran como la alternativa más factible a las tecnologías convencionales y podrían ser una alternativa para reducir o eliminar los impactos ambientales generados por las plantas de tratamiento convencionales.
2. Con concentraciones altas de DQO, se pueden obtener tiempos de residencias menores de 6 Horas.
3. las pruebas realizadas con reactores anaerobios de lechos fluidificados han demostrado que con altas cargas orgánicas provenientes de aguas residuales industriales se alcanzan altas eficiencias de remoción y bajos tiempos de retención.

4. El volumen del reactor depende generalmente del caudal, el tiempo de detención y la carga orgánica presente en el agua residual como nos podemos dar cuenta tenemos un caudal pequeño, pero tenemos una carga orgánica moderada, lo cual nos dio un volumen del reactor moderado.
5. La temperatura y el pH también son de gran importancia en los reactores RALF dado que la temperatura tiene un efecto mayor en la proporción del crecimiento y actividad bacteriana y 35°C se considera como el óptimo para el tratamiento de los microorganismos mesofilicos, con respecto al pH se debe mantener en el nivel deseado (6.5).
6. Es esencial tener a los microorganismos aclimatados a la temperatura óptima para ellos, los microorganismos termofilicos tienen porcentaje de remoción bajos comparados con los mesofilicos dado que estos tienen proporciones de crecimiento lentos.
7. Para mejorar la eficiencia en los RALF es necesario que la composición de las aguas residuales tengan la presencia de macronutrientes (N, P, S) y elementos como (Fe, Co, Ni) que son particularmente importantes para el tratamiento. Además se debe tener en cuenta la posible presencia de tóxicos o sustancias inhibitorias en el crecimiento de las bacterias, lo cual indica que el reactor debe supervisarse bien.

RECOMENDACIONES

- ✓ La cantidad de gas que se produce en el reactor de lecho fluidizado es considerablemente grande, de esta manera nosotros como ingenieros recursivos proponemos recuperar el gas generado para transformarlo y generar energía eléctrica, lo cual, sería utilizado para el funcionamiento de los equipos y materiales del laboratorio del Centro de Investigaciones de Tecnologías Ambientales (CITA) de la Corporación Universitaria de la Costa.
- ✓ La producción de lodos en el reactor de lecho fluidizado es baja; en consecuencia estos lodos serán removidos del reactor y respectivamente se dispondrán en un relleno sanitario.
- ✓ Mantener un caudal de alimentación constante, para que se tenga una buena eficiencia en el reactor.
- ✓ Realizar análisis periódicos de las características de las aguas a tratar, teniendo en cuenta parámetros como pH, temperatura, sólidos suspendidos y carga orgánica.
- ✓ Se recomienda que el reactor sea operado por personas que tengan conocimiento del proceso, dado al control complejo del sistema.

- ✓ Debe mantenerse la velocidad de fluidización calculada en el diseño debido a que si es mayor el material de soporte puede salirse del reactor.
- ✓ La temperatura adecuada para la operación del reactor debe estar oscilar entre 30 - 35 °C dado que queda demostrado que la acción de los microorganismos mesofilicos comparados con los termofilicos, se obtiene una mayor eficiencia en el proceso.
- ✓ Se recomienda implementar esta tecnología en aguas industriales complejas, debido a los altos porcentajes de remoción que se obtienen.

CRONOGRAMA DE ACTIVIDADES

[illegible]

BIBLIOGRAFIA.

- ☞ ALVAREZ CUENCA, Manuel. “ Biological Fluidized Bed Reactors: A technology for water treatment” school of engineering, university of guelph, Ontario, Canada.
- ☞ American Water Works Association. “agua su calidad y su tratamiento”. Ed. Uteha, México, 1988.
- ☞ BAEZ, Noguera Jorge. “tratamiento de agua residuales ” UNINORTE, Barranquilla 1995.
- ☞ CRITES, Ron. TCHOBANOGLUS, George. “Sistema de manejo de aguas residuales para núcleos pequeños y descentralizados” Ed. Mc Graw Hill. Colombia 2000.
- ☞ GARCÍA, Encina Pedro A. FERNÁNDEZ, Polanco Fernando. “Reactores de lecho fluidizado y expandido en depuración de aguas residuales”. Tecnología del agua: revista técnica de captación, distribución, tratamiento y depuración del agua; 6(30):97-103, oct. 1986.
- ☞ MEDINA, Iván H. “Tratamiento de aguas residuales domesticas, en un bioreactor de lechos fluidizados”. Presentado para exposición en el VII

Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ambiental. Santa Cruz, Dic, 1995.

☞ METCALF 6 EDDY, Ingeniería de Aguas Residuales, 3d Ed. McGraw-Hill Int. Edts, New York, USA. 1991.

☞ OROZCO, Jaramillo Alvaro. "Tratamiento Biológico De Las Aguas Residuales". Universidad de Antioquia, Medellín, mayo 1987.

☞ _____ . Generalidades, en el manual Digestión anaerobia-elementos de diseño, Ed. Por A. Orozco, Uniandes, Bogotá. 1991.

☞ _____ . Tratamiento anaerobio de las aguas residuales con el reactor anaerobio, RALF: experiencias y resultados , en memorias del II Seminario-Taller sobre experiencias en DA, La Habana, Cuba, 1992.

☞ _____ . Parámetros de diseño, en memorias del seminario Tecnología del Tratamiento Anaerobio de Residuos Orgánicos, Uniandes, Bogotá, 1993.

☞ _____ . Tecnología futuras para el tratamiento de las aguas residuales. en Memorias del XXXVIII, Congreso Nacional de ACODAL, Popayán, Colombia, 1995.

- ☞ _____ . Tratamiento de residuos líquidos y sólidos con énfasis en la digestión anaerobia, Informe por la TBW, GTZ-Proyecto Sectorial Piloto., 1996.
- ☞ OROZCO, A. y SALAZAR, A. Tratamiento biológico de las aguas residuales, libro de texto, Segunda Edición, Ed. Universidad de Antioquia, Medellín, 1987.
- ☞ RINCÓN, Angulo A.E. K “Reactor anaerobio de lecho fluidizado : construcción y operación en estado estable”. Bogotá; s.n; 1988. 60 p.
- ☞ SALAZAR , A. A. “Contaminación de corrientes de agua”, Universidad de Antioquia, cap 10, Medellín, 1995.